



universitas
MALIKUSSALEH

TUGAS AKHIR

**PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL BENZENA DARI
PROPILENA DAN BENZENA DENGAN PROSES ALKILASI
MENGUNAKAN KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN (TUGAS KHUSUS :
DISTILASI)**

**Diajukan Untuk Memenuhi Sebagian Syarat-syarat yang Diperlukan
Untuk Memperoleh Ijazah Sarjana**

Disusun Oleh:

EMIL IZMILIA

NIM. 190140060

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

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga Tugas Akhir dengan judul **”Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena Dari Propilena Dan Benzena Dengan Proses Alkilasi Menggunakan Katalis Asam Fosfat Padat Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”** dapat diselesaikan dengan baik. Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh, Lhokseumawe. Pada kesempatan ini tak lupa penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Herman Fithra, M.T., IPM., ASEAN Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
2. Bapak Dr. Muhammad Daud., S.T., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Lukman Hakim., S.T., M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
4. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, S.T., M.Sc. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
5. Bapak Ir. Zainuddin Ginting, M.T. Selaku Pembimbing I
6. Ibu Meriatna, S.T., M.T. Selaku Pembimbing II
7. Bapak Dr. Ir. Azhari, M.Sc. selaku Pembahas I
8. Bapak Zulnazri, S.Si., M.T. selaku Pembahas II
9. Ayahanda dan Ibunda tercinta yang selama ini telah mengasihi, membimbing dan mendidik ananda hingga menjadi seperti sekarang ini.
10. Teman-teman penulis, yang selalu memberi dukungan.
11. Seluruh rekan-rekan Teknik Kimia angkatan 2019, adik-adik serta kakak-kakak senior atas dukungan dan motivasi dari kalian.
12. Semua pihak-pihak yang terlibat langsung maupun tidak langsung yang tidak bisa di sebutkan satu-persatu.

Penulis menyadari bahwa dalam penulisan Tugas Akhir ini jauh dari kesempurnaan karena keterbatasan pengetahuan, untuk itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan agar pada masa yang akan datang penulis dapat melakukan perbaikan untuk penulisan ilmiah lainnya. Akhirnya kepada Allah SWT jualah kita menyerahkan segalanya. Semoga penulisan ini dapat bermanfaat dan penyusun ucapkan terima kasih.

Lhokseumawe, Januari 2024

Penulis

Emil Izmilia

DAFTAR ISI

| | |
|---|-------------|
| KATA PENGANTAR..... | i |
| DAFTAR ISI..... | iii |
| DAFTAR TABEL | viii |
| DAFTAR GAMBAR..... | xvi |
| ABSTRAK | xvii |
| BAB I PENDAHULUAN..... | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Rumusan Masalah | 2 |
| 1.3 Tujuan Penelitian | 2 |
| 1.4 Manfaat Penelitian | 3 |
| 1.5 Batasan Masalah..... | 3 |
| 1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik | 3 |
| 1.6.1 Penentuan Kapasitas Pabrik Isopropil Benzena..... | 3 |
| 1.6.2 Kapasitas Isopropil Benzena di Dunia | 8 |
| 1.6.3 Ketersediaan Bahan Baku | 9 |
| 1.7 Macam-Macam Proses | 10 |
| 1.7.1 Proses Monsanto | 10 |
| 1.7.2 Proses Mobil/ <i>Badger</i> | 12 |
| 1.7.3 Proses Alkilasi..... | 14 |
| 1.8 Perbandingan Proses | 16 |
| 1.9 Uraian Proses | 18 |
| 1.9.1 Tahap Penyimpanan dan Preparasi Bahan Baku..... | 18 |
| 1.9.2 Tahap Reaksi | 19 |
| 1.9.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil..... | 19 |
| 1.10 Pemilihan Lokasi Pabrik | 20 |
| 1.10.1 Faktor Utama..... | 21 |
| 1.10.2 Faktor Pendukung | 22 |
| BAB II TINJAUAN PUSTAKA..... | 24 |
| 2.1 Sejarah Isopropil Benzena..... | 24 |
| 2.2 Kegunaan Isopropil Benzena (Produk) | 24 |
| 2.3 Sifat-Sifat Bahan Baku..... | 25 |
| 2.3.1 Benzena | 25 |
| 2.3.1.1 Sifat-Sifat Fisika Benzena..... | 25 |
| 2.3.1.2 Sifat-Sifat Kimia Benzena..... | 25 |
| 2.3.1 Propilena | 27 |
| 2.3.1.1 Sifat-Sifat Fisika Propilena | 27 |
| 2.3.1.2 Sifat-Sifat Kimia Propilena..... | 28 |
| 2.3.3 Katalis | 28 |
| 2.3.3.1 Asam Fosfat | 29 |
| 2.3.3.2 Sifat-Sifat Fisika Asam Fosfat | 29 |
| 2.3.3.3 Sifat-Sifat Kimia Asam Fosfat | 30 |
| 2.4 Sifat-Sifat Produk..... | 30 |
| 2.4.1 Sifat-Sifat Fisika Isopropil Benzena | 30 |

| | | |
|--|--|-----------|
| 2.4.2 | Sifat-Sifat Kimia Isopropil Benzena | 31 |
| 2.5 | Spesifikasi Bahan Baku dan Produk | 31 |
| 2.5.1 | Benzena (Bahan Baku) | 31 |
| 2.5.2 | Propilena (Bahan Baku) | 33 |
| 2.5.3 | Isopropil Benzena (Produk) | 33 |
| 2.6 | Tinjauan Termodinamika | 34 |
| 2.7 | Tinjauan Kinetika Reaksi | 38 |
| BAB III NERACA MASSA | | 40 |
| 3.1 | Neraca Massa | 40 |
| 3.1.1 | Langkah-Langkah Membuat Neraca Massa | 41 |
| 3.2 | Hasil Perhitungan Neraca Massa | 42 |
| 3.2.1 | Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (R-201) | 42 |
| 3.2.2 | Distilasi (D-301) | 43 |
| 3.2.3 | Distilasi (D-302) | 44 |
| BAB IV NERACA ENERGI | | 46 |
| 4.1 | Neraca Energi | 46 |
| 4.2 | Hasil Perhitungan Neraca Energi | 48 |
| 4.2.1 | <i>Vaporizer</i> (V-101) | 49 |
| 4.2.2 | <i>Vaporizer</i> (V-102) | 49 |
| 4.2.3 | <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) | 49 |
| 4.2.4 | <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) | 50 |
| 4.2.5 | Kompresor (K-101) | 50 |
| 4.2.6 | Kompresor (K-102) | 50 |
| 4.2.7 | <i>Reaktor</i> (R-201) | 51 |
| 4.2.8 | Ekspander (EXP-201) | 51 |
| 4.2.9 | <i>Cooler</i> (CO-201) | 51 |
| 4.2.10 | Destilasi (MD-301) | 52 |
| 4.2.11 | <i>Cooler</i> (CO-304) | 52 |
| 4.2.12 | <i>Cooler</i> (CO-303) | 53 |
| 4.2.13 | Destilasi (MD-302) | 53 |
| 4.2.14 | <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | 53 |
| BAB V SPESIFIKASI PERALATAN | | 54 |
| 5.1 | Tangki Penyimpanan | 54 |
| 5.1.1 | Tangki Penyimpanan Bahan baku Benzena(T-101) | 54 |
| 5.1.2 | Tangki Penyimpanan Bahan Baku Propilena (T-102) | 54 |
| 5.1.3 | Tangki Penyimpanan Produk Isoproil Benzena (T-301) | 55 |
| 5.2 | Pompa | 55 |
| 5.2.1 | Pompa (P-101) | 55 |
| 5.2.2 | Pompa (P-102) | 56 |
| 5.2.3 | Pompa (P-301) | 57 |
| 5.2.4 | Pompa (P-302) | 58 |
| 5.3 | <i>Vaporizer</i> | 58 |
| 5.3.1 | <i>Vaporizer</i> (V-101) | 58 |

| | | |
|---------------------------------|---|-----------|
| 5.3.2 | <i>Vaporizer (V-102)</i> | 59 |
| 5.4 | <i>Heat Exchanger</i> | 60 |
| 5.4.1 | <i>Heat Exchanger (HE- 101)</i> | 60 |
| 5.4.2 | <i>Heat Exchanger (HE -301)</i> | 61 |
| 5.5 | Kompresor..... | 63 |
| 5.5.1 | Kompresor (K-101)..... | 63 |
| 5.5.2 | Kompresor (K-102)..... | 63 |
| 5.5.3 | Kompresor (K-301)..... | 64 |
| 5.6 | <i>Expander</i> | 64 |
| 5.6.1 | <i>Expander (EXP-301)</i> | 64 |
| 5.7 | <i>Cooler</i> | 65 |
| 5.7.1 | <i>Cooler (C-301)</i> | 65 |
| 5.7.2 | <i>Cooler (C-302)</i> | 66 |
| 5.7.3 | <i>Cooler (C-303)</i> | 67 |
| 5.8 | Menara Distilasi | 68 |
| 5.8.1 | Menara Distilasi (MD-302)..... | 68 |
| BAB VI TUGAS KHUSUS..... | | 69 |
| 6.1 | <i>Heat Exchanger (HE-102)</i> | 69 |
| 6.1.1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 70 |
| 6.1.2 | Pemilihan Fluida Yang Dilewatkan Pada <i>Shell and Tube</i> | 71 |
| 6.1.3 | Bagian-Bagian <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 73 |
| 6.1.4 | Keuntungan <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 73 |
| 6.2 | Reaktor <i>Fixed Bed Multitube (R-201)</i> | 74 |
| 6.2.1 | Kelebihan dan Kekurangan Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> | 75 |
| 6.2.2 | Tujuan Pemilihan Reaktor | 76 |
| 6.2.3 | Pemilihan Jenis Reaktor..... | 76 |
| 6.2.4 | Spesifikasi Kondisi Reaktor..... | 76 |
| 6.3 | Menara Distilasi (MD-301)..... | 78 |
| 6.3.1 | Penentuan Tipe Kolom Distilasi | 80 |
| 6.3.2 | Penentuan Bahas Kontruksi | 80 |
| 6.3.3 | Tahapan Prarancangan pada Kolom Distilasi | 81 |
| 6.3.4 | Klarifikasi Kolom Distilasi | 81 |
| 6.3.5 | Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Operasi Kolom Distilasi | 81 |
| 6.3.6 | Dasar Peralatan Distilasi dan Pengoperasiannya | 83 |
| BAB VII UTILITAS | | 86 |
| 7.1 | Kebutuhan Air Bahan Baku | 86 |
| 7.2 | Kebutuhan Uap (<i>Steam</i>) | 86 |
| 7.3 | Kebutuhan Air Pendingin..... | 87 |
| 7.4 | Kebutuhan Air..... | 88 |
| 7.4.1 | Air Domestik..... | 88 |
| 7.4.2 | Perhitungan Kebutuhan Air Domestik | 88 |
| 7.5 | Kebutuhan Reagent | 90 |
| 7.6 | Pengelolaan Air..... | 91 |
| 7.7 | Pengelolaan <i>Steam</i> | 96 |

| | | |
|---|---|------------|
| 7.8 | Kebutuhan Bahan Kimia | 97 |
| 7.9 | Kebutuhan Listrik..... | 98 |
| 7.10 | Kebutuhan Bahan Bakar | 101 |
| 7.11 | Unit Pengolahan Limbah..... | 102 |
| 7.12 | Spesifikasi Peralatan Utilitas | 107 |
| BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK..... | | 119 |
| 8.1 | Tinjauan Umum | 119 |
| 8.2 | Lokasi Pabrik | 119 |
| | 8.2.1 Faktor Utama..... | 120 |
| 8.3 | Tata Letak Pabrik | 122 |
| 8.4 | Perincian Luas Tanah | 125 |
| 8.5 | Tata Letak Peralatan Proses | 127 |
| BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN..... | | 130 |
| 9.1 | Bentuk Bentuk Perusahaan | 130 |
| | 9.1.1 Perusahaan Perorangan | 130 |
| | 9.1.2 Persekutuan Komanditer (CV)..... | 131 |
| | 9.1.3 Persekutuan Firma..... | 131 |
| | 9.1.4 Perseroan Terbatas (PT)..... | 131 |
| | 9.1.5 Badan Usaha Milik Negara (BUMN) | 131 |
| | 9.1.6 Yayasan | 132 |
| | 9.1.7 Koperasi | 132 |
| 9.2 | Struktur Organisasi | 133 |
| | 9.2.1 Bentuk Organisasi Garis | 133 |
| | 9.2.2 Bentuk Organisasi Fungsional | 134 |
| | 9.2.3 Bentuk Organisasi Garis dan Staff | 134 |
| | 9.2.4 Bentuk Organisasi Fungsional dan Staff..... | 135 |
| 9.3 | Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab Struktur Organisasi..... | 135 |
| | 9.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) | 135 |
| | 9.3.2 Dewan Komisaris | 136 |
| | 9.3.3 Direktur Utama..... | 136 |
| | 9.3.4 Staff Ahli..... | 139 |
| | 9.3.5 Sekretaris..... | 139 |
| 9.4 | Manajemen | 139 |
| 9.5 | Sistem Kerja | 139 |
| | 9.5.1 Karyawan <i>non-Shift</i> | 139 |
| | 9.5.2 Karyawan <i>Shift</i> | 140 |
| 9.6 | Perincian Jumlah Tenaga Kerja | 141 |
| 9.7 | Pengaturan Gaji Karyawan | 142 |
| 9.8 | Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja..... | 144 |
| 9.9 | Kesejahteraan Karyawan..... | 146 |
| | 9.9.1 Tunjangan..... | 146 |
| | 9.9.2 Pakaian Pekerja | 146 |
| | 9.9.3 Cuti..... | 146 |
| | 9.9.4 Pengobatan | 147 |

| | |
|--|-------------|
| BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA | 149 |
| 10.1 Instrumentasi | 149 |
| 10.1.1 Tujuan Sistem Instrumentasi..... | 151 |
| 10.1.2 Faktor-Faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi..... | 151 |
| 10.1.3 Elemen-Elemen Sistem Kontrol..... | 152 |
| 10.1.4 Instrumentasi Alat Pada Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena | 152 |
| 10.2 Keselamatan dan Kesehatan kerja (K3) | 153 |
| 10.2.1 Penyebab Terjadinya Kecelakaan Kerja K3 | 155 |
| 10.2.2 Pengenalan Macam Macam Bahaya pada Lokasi Kerja..... | 156 |
| 10.2.3 Pencegahan Macam-Macam Bahaya pada Lokasi Kerja..... | 157 |
| 10.2.4 Keselamatan Kerja pada Pabrik Isopropil Benzena | 159 |
| 10.2.5 Potensi Bahaya di Pabrik Isopropil Benzena | 162 |
| 10.3 Instrumentasi Alat pada Pabrik Isopropil Benzena..... | 163 |
| BAB XI ANALISA EKONOMI..... | 175 |
| 11.1 Modal yang Ditanamkan (<i>Capital Investment</i>) | 175 |
| 11.2 Biaya Produksi (<i>Production Cost</i>) | 175 |
| 11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian | 176 |
| 11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih | 176 |
| 11.3.2 <i>Internal Rate Of Return</i> (IRR) | 176 |
| 11.3.3 <i>Pay Out Time</i> (POT) | 177 |
| 11.3.4 <i>Break Event Point</i> (BEP) | 177 |
| 11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi | 177 |
| BAB XII KESIMPULAN | 178 |
| 12.1 Kesimpulan | 178 |
| DAFTAR PUSTAKA | 179 |
| LAMPIRAN A..... | LA-1 |
| LAMPIRAN B | LB-1 |
| LAMPIRAN C | LC-1 |
| LAMPIRAN D..... | LD-1 |
| LAMPIRAN E | LE-1 |
| LAMPIRAN F | LF-1 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 1.1 Data Impor Isopropil Benzena Di Indonesia..... | 4 |
| Tabel 1.2 Prediksi Kebutuhan Isopropil Benzena tahun 2023-2028..... | 5 |
| Tabel 1.3 Data Kebutuhan Isopropil Benzena Di Asia Tahun 2018-2022 | 6 |
| Tabel 1.4 Data Kebutuhan Isopropil Benzena Asia Tahun 2023-2028 | 7 |
| Tabel 1.5 Kapasitas Pabrik Isopropil Benzena Dunia | 9 |
| Tabel 1.6 Harga Bahan Baku dan Produk Proses Monsanto..... | 11 |
| Tabel 1.7 Harga Bahan Baku dan Produk Proses Mobil / <i>Badger</i> | 13 |
| Tabel 1.8 Harga Bahan Baku dan Produk Proses Alkilasi | 15 |
| Tabel 1.9 Perbandingan Proses Pembuatan Isopropil Benzena..... | 17 |
| Tabel 2.1 Sifat-Sifat Fisika Benzena | 25 |
| Tabel 2.2 Sifat -Sifat Fisika Propilena | 27 |
| Tabel 2.3 Sifat-Sifat Fisika Asam Fosfat | 29 |
| Tabel 2.4 Sifat-Sifat Fisika Isopropil Benzena | 30 |
| Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku Benzena..... | 32 |
| Tabel 2.6 Spesifikasi Bahan Baku Propilena | 33 |
| Tabel 2.7 Spesifikasi Bahan Produk Isopropil Benzena | 34 |
| Tabel 2.8 Harga ΔH_f° da ΔG_f° masing-masing komponen | 34 |
| Tabel 2.9 Nilai C_p untuk masing masing komponen gas..... | 35 |
| Tabel 3.1 Neraca Massa Pada <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i> (R-201) | 43 |
| Tabel 3.2 Neraca Massa Distilasi (D-301) | 44 |
| Tabel 3.3 Neraca Massa Distilasi (D-302) | 45 |
| Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada Vaporizer (V-101)..... | 49 |
| Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada Vaporizer (V-102)..... | 49 |
| Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | 49 |
| Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | 50 |
| Tabel 4.5 Neraca Energi Total pada Kompresor (K-101) | 50 |
| Tabel 4.6 Neraca Energi Total pada Kompresor (K-102) | 50 |
| Tabel 4.7 Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-201) | 51 |
| Tabel 4.8 Neraca Energi Total Ekspander (EXP-201) | 51 |

| | |
|---|-------|
| Tabel 4.9 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-201) | 51 |
| Tabel 4.10 Neraca Energi Total Destilasi (MD-301) | 52 |
| Tabel 4.11 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-304) | 52 |
| Tabel 4.12 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-303) | 53 |
| Tabel 4.13 Neraca Energi Total Destilasi (MD-302) | 53 |
| Tabel 4.14 Neraca Energi Total <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | 53 |
| Tabel 6.1 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Pabrik Isopropil Benzena | 74 |
| Tabel 6.2 Spesifikasi kondisi operasi pada pabrik Isopropil Benzena | 77 |
| Tabel 6.3 Spesifikasi Reaktor (PFR-201)..... | 77 |
| Tabel 6.4 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Isopropil Benzena | 85 |
| Tabel 7.1 Kebutuhan Steam di Pabrik Isopropil Benzena..... | 86 |
| Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin Pada Alat | 87 |
| Tabel 7.3 Total kebutuhan air Pabrik Isopropil Benzena | 90 |
| Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses | 99 |
| Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik untuk keperluan utilitas | 99 |
| Tabel 7.6 Kebutuhan Listrik Pada Unit Penunjang | 100 |
| Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah | 126 |
| Tabel 9.1 Jadwal karyawan <i>shift</i> | 140 |
| Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan..... | 142 |
| Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan | 144 |
| Tabel 10.1 Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Isopropil Benzena | 159 |
| Tabel 10.2 Instrumentasi alat proses pada Pabrik Perancangan Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena menggunakan Proses Alkilasi | 166 |
| Tabel A.1 Bahan Baku dan Produk Serta Berat Molekulnya..... | LA-1 |
| Tabel A.2 Neraca Massa Pada <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i> (R-201)..... | LA-6 |
| Tabel A.3 Neraca Massa Distilasi (D-301) | LA-9 |
| Tabel A.4 Neraca Massa Distilasi (D-302) | LA-12 |
| Tabel B.1 Data Konstanta A,B,C,D dan E untuk kapasitas panas liquid (J/mol K) | LB-1 |
| Tabel B.2 Konstanta A,B,C,D dan E untuk kapasitas panas gas (J/mol K) | LB-2 |
| Tabel B.3 Perhitungan Panas Masuk pada (V-101) | LB-3 |

| | |
|---|-------|
| Tabel B.4 Perhitungan Panas Penguapan pada Vaporizer..... | LB-4 |
| Tabel B.5 Perhitungan Panas Keluar pada Vaporizer | LB-5 |
| Tabel B.6 Hasil Perhitungan Pada V-101..... | LB-6 |
| Tabel B.7 Neraca Energi Total V-101..... | LB-7 |
| Tabel B.8 Perhitungan Panas Masuk pada Vaporizer (V-102) | LB-8 |
| Tabel B.9 Perhitungan Panas Penguapan pada Vaporizer..... | LB-9 |
| Tabel B.10 Perhitungan Panas Keluar pada (Vaporizer-102) | LB-10 |
| Tabel B.11 Hasil Perhitungan Pada (V-102)..... | LB-11 |
| Tabel B.12 Neraca Energi Total V-102..... | LB-12 |
| Tabel B.13 Perhitungan Panas Masuk pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | LB-13 |
| Tabel B.14 Perhitungan Panas Keluar pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | LB-14 |
| Tabel B.15 Q serap dan Q transfer <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | LB-15 |
| Tabel B.16 Neraca Energi Total <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) | LB-16 |
| Tabel B.17 Perhitungan Panas Masuk Kompresor (K-101)..... | LB-17 |
| Tabel B.18 Perhitungan Panas Keluar Kompresor (K-101)..... | LB-18 |
| Tabel B.19 Neraca Energi Total Kompresor (K-101)..... | LB-19 |
| Tabel B.20 Perhitungan Panas Masuk pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LB-21 |
| Tabel B.21 Perhitungan Panas Keluar pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LB-22 |
| Tabel B.22 Q serap dan Q transfer <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LB-23 |
| Tabel B.23 Neraca Energi Total <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) | LB-24 |
| Tabel B.24 Perhitungan Panas Masuk Kompresor (K-102)..... | LB-25 |
| Tabel B.25 Perhitungan Panas Keluar Kompresor (K-102)..... | LB-26 |
| Tabel B.26 Neraca Energi Total Kompresor (K-102)..... | LB-27 |
| Tabel B.27 Perhitungan Panas Masuk Reaktor | LB-29 |
| Tabel B.28 Perhitungan Panas Keluar Reaktor | LB-31 |
| Tabel B.29 Perhitungan Panas Masuk Kompresor (K-102)..... | LB-25 |
| Tabel B.30 Entalpi Standar Komponen..... | LB-31 |
| Tabel B.31 Neraca Energi Total Reaktor (PFR-201) | LB-33 |
| Tabel B.32 Perhitungan Panas Masuk Ekspander-201 | LB-36 |
| Tabel B.33 Perhitungan Panas Keluar Ekspander-201 | LB-38 |
| Tabel B.34 Neraca Energi Total Ekspander (EXP-201) | LB-39 |

| | |
|--|-------|
| Tabel B.35 Perhitungan Panas Masuk <i>Cooler</i> (CO-201) | LB-41 |
| Tabel B.36 Perhitungan Panas Keluar <i>Cooler</i> (CO-201) | LB-43 |
| Tabel B.37 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-201) | LB-45 |
| Tabel B.38 Perhitungan Panas Masuk Destilasi (D-301)..... | LB-47 |
| Tabel B.39 Perhitungan Panas Keluaran Atas Destilasi (D-301)..... | LB-49 |
| Tabel B.40 Perhitungan Panas Keluaran Bawah Destilasi (D-301)..... | LB-50 |
| Tabel B.41 Neraca Energi Total Destilasi (D-301)..... | LB-51 |
| Tabel B.42 Perhitungan Panas Masukan <i>Cooler</i> (CO-302) | LB-52 |
| Tabel B.43 Perhitungan Panas Keluaran <i>Cooler</i> (CO-302) | LB-54 |
| Tabel B.44 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-302) | LB-56 |
| Tabel B.45 Perhitungan Panas Masuk <i>Cooler</i> (CO-303)..... | LB-57 |
| Tabel B.46 Perhitungan Panas Keluar <i>Cooler</i> (CO-303) | LB-59 |
| Tabel B.47 Neraca Energi Total <i>Cooler</i> (CO-303) | LB-60 |
| Tabel B.48 Perhitungan Panas Masuk Destilasi (D-302)..... | LB-62 |
| Tabel B.49 Perhitungan Panas Keluaran Atas Destilasi (D-302)..... | LB-63 |
| Tabel B.50 Perhitungan Panas Keluaran Bawah Destilasi (D-302)..... | LB-64 |
| Tabel B.51 Neraca Energi Total Destilasi (D-302)..... | LB-64 |
| Tabel B.52 Perhitungan Panas Aliran Masuk <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | LB-65 |
| Tabel B.53 Perhitungan Panas Aliran Keluar <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | LB-66 |
| Tabel B.54 Q serap dan Q transfer <i>Heat Exchanger</i> (HE-301)..... | LB-67 |
| Tabel B.55 Neraca Energi Total <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | LB-67 |
| Tabel C.1 Spesifikasi Tangki Benzena (T-101)..... | LC-4 |
| Tabel C.2 Spesifikasi Tangki Propilena (T-102) | LC-8 |
| Tabel C.3 Spesifikasi Tangki Isopropil Benzena (T-301)..... | LC-12 |
| Tabel C.4 Pipa <i>Commercial Steel</i> dengan Ukuran | LC-14 |
| Tabel C.5 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan | LC-15 |
| Tabel C.6 Spesifikasi Pompa Benzena (P-101) | LC-18 |
| Tabel C.7 Pipa <i>Commercial Steel</i> dengan Ukuran | LC-20 |
| Tabel C.8 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan | LC-22 |
| Tabel C.9 Spesifikasi Pompa Propilena (P-102)..... | LC-25 |

| | |
|---|--------|
| Tabel C.10 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-28 |
| Tabel C.11 Spesifikasi <i>Vaporizer</i> (V-101)..... | LC-35 |
| Tabel C.12 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-38 |
| Tabel C.13 Spesifikasi <i>Vaporizer</i> (V-102)..... | LC-45 |
| Tabel C.14 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-49 |
| Tabel C.15 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | LC-55 |
| Tabel C.16 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LC-60 |
| Tabel C.17 Spesifikasi Kompresor (K-101)..... | LC-62 |
| Tabel C.18 Spesifikasi Kompresor (K-102)..... | LC-64 |
| Tabel C.19 Spesifikasi <i>Expander</i> (Exp-301) | LC-68 |
| Tabel C.20 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-69 |
| Tabel C.21 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-301)..... | LC-75 |
| Tabel C.22 Spesifikasi Kompresor (K-301)..... | LC-77 |
| Tabel C.23 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-302) | LC-81 |
| Tabel C.24 Pipa <i>Commercial Steel</i> dengan Ukuran..... | LC-84 |
| Tabel C.25 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaian | LC-85 |
| Tabel C.26 Spesifikasi Pompa (P-301) | LC-88 |
| Tabel C.27 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-91 |
| Tabel C.28 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-303)..... | LC-98 |
| Tabel C.29 Pipa <i>Commercial Steel</i> dengan Ukuran..... | LC-101 |
| Tabel C.30 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaian | LC-102 |
| Tabel C.31 Spesifikasi Pompa (P-302) | LC-105 |
| Tabel C.32 Spesifikasi <i>double pipe</i> yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965) | LC-108 |
| Tabel C.33 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-301)..... | LC-115 |
| Tabel C.34 Spesifikasi Menara Distilasi II (MD-302)..... | LC-122 |

| | |
|---|--------|
| Tabel D.1 Menentukan temperatur rata-rata (Δt_{LMTD})..... | LD-2 |
| Tabel D.2 Neraca Massa Reaktor (PFR-201)..... | LD-25 |
| Tabel D.3 Neraca Energi pada Reaktor (PFR-201) | LD-25 |
| Tabel D.4 Berat Molekul Umpan | LD-26 |
| Tabel D.5 Diameter Reaktor..... | LD-29 |
| Tabel D.6 Neraca Massa pada Kolom Distilasi (MD-301) | LD-64 |
| Tabel D.7 Kondisi Operasi pada Kolom Distilasi (MD-301)..... | LD-64 |
| Tabel D.8 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (MD-301) | LD-65 |
| Tabel D.9 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (MD-301) | LD-65 |
| Tabel D.10 Konstanta Tekanan Uap | LD-66 |
| Tabel D.11 Hasil trial untuk penentuan bubble point feed..... | LD-67 |
| Tabel D.12 Hasil trial untuk penentuan dew point (top destilat) | LD-68 |
| Tabel D.13 Hasil trial untuk penentuan bubble point bottom | LD-68 |
| Tabel D.14 Pemilihan Komponen Kunci | LD-69 |
| Tabel D.15 Nilai α avg tiap komponen | LD-70 |
| Tabel D.16 Hasil trial nilai θ feed | LD-71 |
| Tabel D.17 Hasil trial nilai θ | LD-72 |
| Tabel D.18 Perhitungan Densitas liquid Distilat..... | LD-74 |
| Tabel D.19 Perhitungan Densitas liquid Bottom..... | LD-74 |
| Tabel D.20 Spesifikasi Distilasi (MD-301)..... | LD-116 |
| Tabel F.1 <i>Marshall and Swift Equipment Cost Index</i> tahun 2012-2022 | LF-1 |
| Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode <i>Least Square</i> | LF-2 |
| Tabel F.3 Harga Peralatan Proses Pabrik Isopropil Benzena..... | LF-5 |
| Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas | LF-6 |
| Tabel F.5 Perincian Harga Tanah..... | LF-8 |
| Tabel F.6 Gaji Karyawan | LF-13 |
| Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100% | LF-23 |
| Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi | LF-24 |
| Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi | LF-24 |
| Tabel F.10 <i>Cummulative Cash Flow</i> (Rupiah) | LF-26 |
| Tabel F.11 <i>Trial Laju Bunga</i> (i) | LF-28 |

| | |
|--|-------|
| Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S | LF-29 |
| Tabel F.13 FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi | LF-30 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|-------|
| Gambar 1.1 Data Impor Isopropil Benzena di Indonesia 2018-2022..... | 4 |
| Gambar 1.2 Prediksi kebutuhan isopropil benzena di Indonesia 2023-2028 | 6 |
| Gambar 1.3 Data kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara 2018-2022..... | 7 |
| Gambar 1.4 Flowsheet Dasar Pembuatan Isopropil Benzena Proses Monsanto .. | 10 |
| Gambar 1.5 Flowsheet Dasar Pembuatan Isopropil Benzena Proses Mobil | 13 |
| Gambar 1.6 Flowsheet Dasar Pembuatan Isopropil Benzena Proses Alkilasi | 15 |
| Gambar 1.7 Lokasi Pabrik Isopropil Benzena..... | 21 |
| Gambar 2.4 Struktur Kimia Asam Fospat | 29 |
| Gambar 3.1 <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i> (R-201) | 43 |
| Gambar 3.2 Distilasi (D-301) | 43 |
| Gambar 3.3 Distilasi (D-302) | 44 |
| Gambar 6.1 <i>Heat exchanger</i> | 69 |
| Gambar 6.2 Skema Aliran Distilasi | 79 |
| Gambar 6.3 Skema Distilasi yang Sederhana..... | 84 |
| Gambar 6.4 <i>Bottom</i> Distilasi | 84 |
| Gambar 6.5 <i>Top</i> Distilasi..... | 85 |
| Gambar 8.1 Lokasi Pra-rancangan Pabrik Isopropil Benzena..... | 120 |
| Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena | 125 |
| Gambar 8.3 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Isopropil Benzena | 128 |
| Gambar 9.1 Organisasi Perusahaan | 148 |
| Gambar A.1 <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i> (R-201) | LA-2 |
| Gambar A.2 Distilasi (D-301) | LA-6 |
| Gambar A.3 Distilasi (D-302) | LA-10 |
| Gambar B.1 Vaporizer-101 | LB-2 |
| Gambar B.2 Vaporizer-102 | LB-7 |
| Gambar B.3 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) | LB-12 |
| Gambar B.4 Kompresor (K-101)..... | LB-16 |
| Gambar B.5 <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) | LB-20 |
| Gambar B.6 Kompresor (K-102)..... | LB-24 |

| | |
|---|--------|
| Gambar B.7 Reaktor PFR..... | LB-27 |
| Gambar B.8 Ekspander-201 | LB-34 |
| Gambar B.9 <i>Cooler</i> (CO-201)..... | LB-39 |
| Gambar B.10 Destilasi (D-301)..... | LB-45 |
| Gambar B.11 <i>Cooler</i> (CO-302) | LB-51 |
| Gambar B.12 <i>Cooler</i> (CO-303)..... | LB-56 |
| Gambar B.13 Destilasi (D-302)..... | LB-61 |
| Gambar B.14 <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | LB-65 |
| Gambar C.1 Tangki Benzena (T-101)..... | LC-1 |
| Gambar C.2 Tangki Propilena (T-102) | LC-5 |
| Gambar C.3 Tangki Isopropil Benzena (T-301) | LC-9 |
| Gambar C.4 Pompa (P-101) | LC-12 |
| Gambar C.5 Pompa (P-101) | LC-19 |
| Gambar C.6 <i>Vaporizer</i> (V-101) | LC-26 |
| Gambar C.7 <i>Vaporizer</i> (V-102) | LC-36 |
| Gambar C.8 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)..... | LC-46 |
| Gambar C.9 <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LC-56 |
| Gambar C.10 Kompresor (K-101)..... | LC-61 |
| Gambar C.11 Kompresor (K-102)..... | LC-63 |
| Gambar C.12 Expander (EXP-301) | LC-65 |
| Gambar C.13 <i>Cooler</i> (C-301)..... | LC-67 |
| Gambar C.14 Kompresor (K-301)..... | LC-76 |
| Gambar C.15 <i>Cooler</i> (C-302)..... | LC-78 |
| Gambar C.16 Pompa (P-301) | LC-82 |
| Gambar C.17 <i>Cooler</i> (C-303)..... | LC-89 |
| Gambar C.18 Pompa (P-302) | LC-99 |
| Gambar C.19 <i>Heat Exchanger</i> (HE-301)..... | LC-106 |
| Gambar C.20 Menara Distilasi I (MD-302)..... | LC-116 |
| Gambar D.1 <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)..... | LD-1 |
| Gambar D.2 Diagram suhu <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) | LD-1 |
| Gambar D.3 Kaki Penyangga Tipe I Beam | LD-20 |

| | |
|---|--------|
| Gambar D.4 Sketsa Area <i>Base Plate</i> | LD-22 |
| Gambar D.5 Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> | LD-24 |
| Gambar D.6 Susunan <i>Triangular Pitch</i> | LD-32 |
| Gambar D.7 Desain <i>head</i> pada reaktor..... | LD-39 |
| Gambar D.8 <i>Shell Nozzle</i> (a) <i>Reinforcing Plate</i> (b) <i>Single Flange</i> | LD-44 |
| Gambar D.9 Tipe <i>flange</i> dan dimensinya..... | LD-48 |
| Gambar D.10 <i>Manhole</i> | LD-55 |
| Gambar D.11 Pengaruh angin dan gempa | LD-58 |
| Gambar D.12 <i>Skirt</i> | LD-61 |
| Gambar D.13 Grafik 11.27 (Coulson, 1983)..... | LD-77 |
| Gambar D.14 Grafik penentuan panjang <i>weir</i> | LD-81 |
| Gambar D.15 <i>Torispherical flanged and dished head</i> | LD-83 |
| Gambar D.16 Detail desain <i>manhole</i> | LD-94 |
| Gambar D.17 Grafik penentuan panjang <i>weir</i> | LD-81 |
| Gambar D.18 Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan Shell Menara | LD-98 |
| Gambar D.19 <i>Table C Maximum Allowable Stress</i> | LD-104 |
| Gambar D.20 Sketsa <i>Skirt</i> Menara Distilasi..... | LD-105 |
| Gambar D.21 Dimensi Bolt (Sumber: Megyesy, 2001) | LD-107 |
| Gambar D.22 Sketsa <i>anchor bolt chair</i> | LD-108 |
| Gambar D.23 <i>Table C Maximum Allowable Stress</i> | LD-104 |
| Gambar D.24 Tipe <i>flange</i> dan dimensinya..... | LD-111 |
| Gambar D.25 Detail ukuran baut..... | LD-114 |
| Gambar D.26 Detail Untuk Flange dan Bolt Pada Head Menara | LD-116 |
| Gambar F.1 Indeks Harga Peralatan..... | LF-2 |
| Gambar F.2 Grafik BEP Pra-rancangan Pabrik Isopropil Benzena | LF-31 |

ABSTRAK

Pabrik Isopropil Benzena ini dirancang dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun menggunakan bahan baku Propilena sebanyak 1.163,2216 kg/jam dan Benzena sebanyak 2.159,2025 kg/jam. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah Garis dan Staff dengan jumlah tenaga kerja 129 orang. Lokasi pabrik direncanakan berlokasi di daerah Cilegon, Provinsi Banten. Dengan luas tanah yang dibutuhkan adalah 30.050 m². Produksi Isopropil Benzena dilakukan dengan proses alkilasi dengan kondisi operasi pada suhu 278,5°C dan tekanan 18 atm menggunakan *Fixed Bed Multitube* dengan menggunakan katalis Asam Fosfat Padat. Hasil keluaran reaktor selanjutnya dimurnikan dengan distilasi. Dari hasil analisa ekonomi diperoleh *Total Capitas Investment* sebesar Rp 713.663.768,475,-. dengan *Break Event Point* (BEP) sebesar 30,70% dan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 20,50% dapat disimpulkan bahwa Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena dari Propilena dan Benzena dengan Proses Alkilasi menggunakan katalis Asam Fosfat Padat kapasitas 25.000 Ton/Tahun ini layak didirikan.

Kata Kunci: *Alkilasi, Asam Fosfat Padat, Benzena, BEP, IRR, dan Propilena.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara pada tahun 2028 meningkat menjadi sebesar 78.551.684 Kg/Tahun atau 78.600 Ton/Tahun. Berdasarkan data impor dan kebutuhan isopropil benzena di Indonesia serta kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara maka dapat disimpulkan besarnya kapasitas produksi pabrik pembuatan isopropil benzena ini sebesar 25.000 Ton/Tahun. Dimana sebesar 44% atau 11.000 Ton/Tahun dari seluruh kapasitas tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan isopropil benzena di Indonesia dan 56% atau 14.000 Ton/Tahun dari kapasitas produksi tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara.

Isopropil benzena dengan rumus kimia C_9H_{12} adalah senyawa aromatik bercincin tunggal dengan wujud cairan tak berwarna dan berbau. Dalam pembuatan fenol dan aseton. Isopropil benzena merupakan bahan baku utama dalam pembuatannya. Selain itu isopropil benzena juga dimanfaatkan sebagai bahan zat aditif dalam *gasoline* karena mampu untuk menaikkan nilai oktan.

Isopropil benzena merupakan salah satu industri kimia yang cukup potensial karena selama ini sebagai bahan kimia masih mengimpor dari luar negeri. Sebagai salah satu bahan kimia yang penggunaannya dibutuhkan dalam industri kimia di Indonesia, Isopropil benzena dihasilkan dengan cara mereaksikan propilena dengan benzena.

Melihat serta mempertimbangkan hal-hal di atas, diharapkan pendirian pabrik isopropil benzena dapat mempengaruhi pendirian pabrik lain yang memanfaatkan isopropil benzena sebagai bahan baku utama pembuatan dalam produknya. Selain itu, belum terpenuhinya kebutuhan isopropil benzena dalam negeri diharapkan pendirian pabrik ini mampu untuk memenuhi kebutuhan di

dalam negeri serta mampu bersaing di pasar internasional yang akan berdampak pada meningkatnya devisa negara.

Beberapa hal yang dijadikan pertimbangan untuk mendirikan pabrik isopropil benzena ini adalah:

1. Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan indonesia dapat mencukupi kebutuhan isopropil benzena dalam negeri serta meningkatkan devisa negara dengan mengeksport isopropil benzena ke pasar dunia.
2. Memperluas kesempatan kerja dalam negeri dengan menciptakan lapangan kerja baru.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah pada prarancangan pabrik isopropil benzena :

1. Apakah pembangunan pabrik isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi dapat memenuhi kebutuhan di indonesia?
2. Apakah pembangunan pabrik isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi menggunakan katalis asam fosfat padat kapasitas 25.000 Ton/Tahun layak atau tidak untuk didirikan?

1.3 Tujuan Prarancangan Pabrik

Tujuan prarancangan pabrik pembuatan isopropil benzena:

1. Untuk menganalisis isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi menggunakan katalis asam fosfat padat kapasitas 25.000 Ton/Tahun.
2. Untuk mengkaji pabrik isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi menggunakan katalis asam fosfat padat kapasitas 25.000 Ton/Tahun layak atau tidak untuk didirikan.
3. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta pasar Asia Tenggara akan kebutuhan isopropil benzena

1.4 Manfaat Prarancangan Pabrik

Berdasarkan dari tujuan prarancangan pabrik isopropil benzena maka manfaat dari prarancangan pabrik yang diperoleh sebagai berikut:

1. Memberikan gambar rancangan pabrik pembuatan isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi menggunakan katalis asam fosfat padat kapasitas 25.000 Ton/Tahun
2. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan Asia Tenggara akan isopropil benzena dan memberikan kesempatan bagi industri-industri lain yang menggunakan isopropil benzena.
3. Membuktikan bahwa sarjana-sarjana indonesia mampu mengikuti perkembangan teknologi modern dan bersaing di pasar dunia.

1.5 Batasan Masalah

Pada penyusunan pabrik isopropil benzena, penyusun membatasi masalah sebagai berikut:

1. Perhitungan neraca massa dan energi
2. Penentuan spesifikasi peralatan yang diperlukan untuk proses produksi.
3. Penentuan utilitas
4. Penentuan estimasi ekonomi dan pembiayaan.
5. *Flowsheet* atau blok diagram akan dikembangkan menggunakan aplikasi *aspen hysys*, *P&ID*, *Plant 3D* serta *Naviswork*.

1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

1.6.1 Penentuan Kapasitas Pra-rancangan Pabrik Isopropil Benzena

Kebutuhan isopropil benzena di Indonesia dari tahun ke tahun diperkirakan akan terus meningkat, berdasarkan data yang diperoleh dari badan pusat statistik

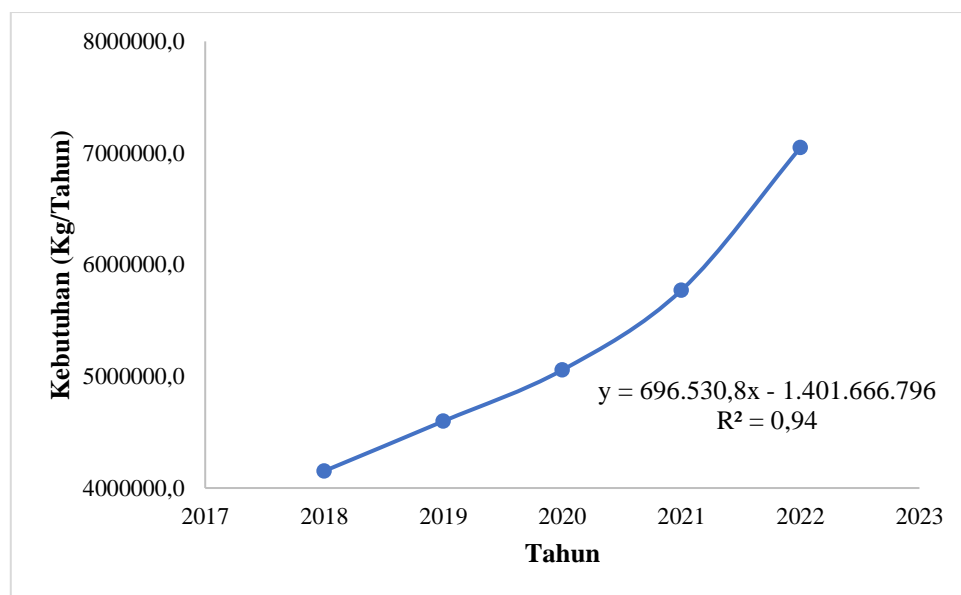
mengenai impor isopropil benzena di Indonesia dari tahun 2018-2022 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data impor isopropil benzena di Indonesia

| Tahun | Kebutuhan (Kg/Tahun) |
|-------|----------------------|
| 2018 | 4.152.389 |
| 2019 | 4.598.158 |
| 2020 | 5.056.756 |
| 2021 | 5.771.350 |
| 2022 | 7.048.447 |

(Sumber : BPS 2023)

Dari data tersebut dapat dilihat bahwa kapasitas impor isopropil benzena mengalami peningkatan setiap tahunnya. Oleh karena itu direncanakan dibangun pabrik isopropil benzena di Indonesia agar memenuhi kebutuhan dalam negeri serta diharapkan Indonesia menjadi negara pengekspor isopropil benzena khususnya untuk wilayah Asia Tenggara. Maka dari itu mengurangi ketergantungan impor, pembuatan pabrik isopropil benzena di Indonesia semestinya diperhitungkan.



Gambar 1.1 Data impor kebutuhan isopropil benzena di Indonesia 2018-2022

Dari grafik diatas dapat diperoleh persamaan sehingga persamaan tersebut dapat digunakan untuk ekstrapolasi pada tahun selanjutnya. Hasil ekstrapolasi dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Dari kurva di atas didapatkan persamaan garis lurus $y = 696.530,8x - 1.401.666.796$ dengan x sebagai fungsi tahun dan nilai $R^2 = 0.94$. Maka dari persamaan tersebut dapat dihitung kebutuhan isopropil benzena dalam negeri pada tahun 2028 mendatang sebagai berikut.

$$y = 696.530,8x - 1.401.666.796$$

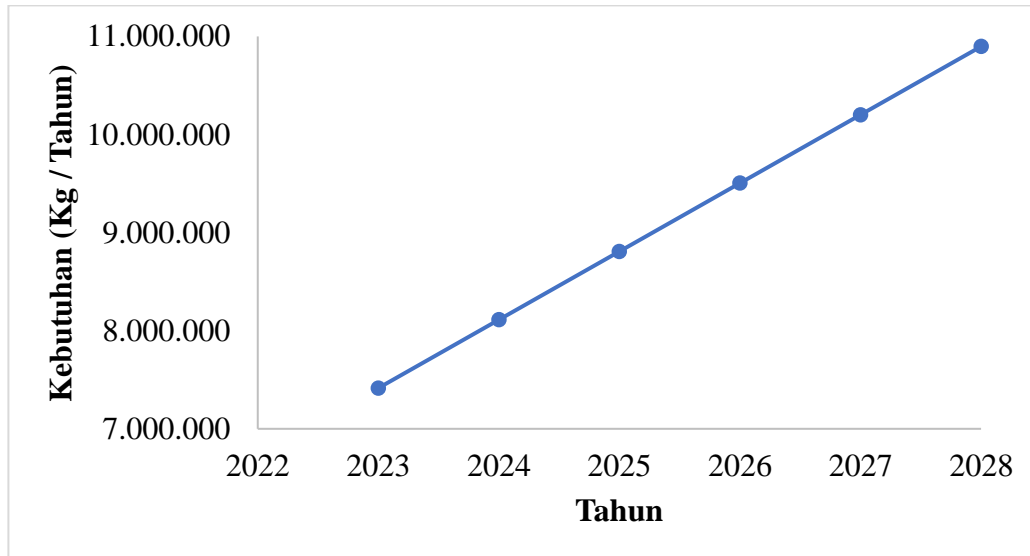
$$y = 696.530,8(2028) - 1.401.666.796$$

$$y = 10.897.666 \text{ Kg/Tahun}$$

Tabel 1.2 Prediksi kebutuhan isopropil benzena tahun 2023-2028

| Tahun Ke | Tahun | Prediksi Kebutuhan Dalam (Kg/Tahun) |
|----------|-------|-------------------------------------|
| 1 | 2023 | 7.415.012 |
| 2 | 2024 | 8.111.543 |
| 3 | 2025 | 8.808.074 |
| 4 | 2026 | 9.504.604 |
| 5 | 2027 | 10.201.135 |
| 6 | 2028 | 10.897.666 |

Kemudian dibuat data grafik prediksi kebutuhan dari hasil ekstrapolasi atau menggunakan perkiraan dari rumus excel. Berikut data-data prediksi setiap tahun untuk kebutuhan pada masa yang akan datang dinyatakan dalam Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Prediksi kebutuhan isopropil benzena di Indonesia 2023-2028

Maka impor isopropil benzena di Indonesia pada tahun 2028 meningkat menjadi sebesar 10.897.666 Kg/Tahun atau 10.900 Ton/Tahun.

Kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara, Berdasarkan data dari <https://trademap.com>, kebutuhan akan isopropil benzena dari tahun 2018-2022 di Asia Tenggara dapat dilihat pada Tabel 1.3.

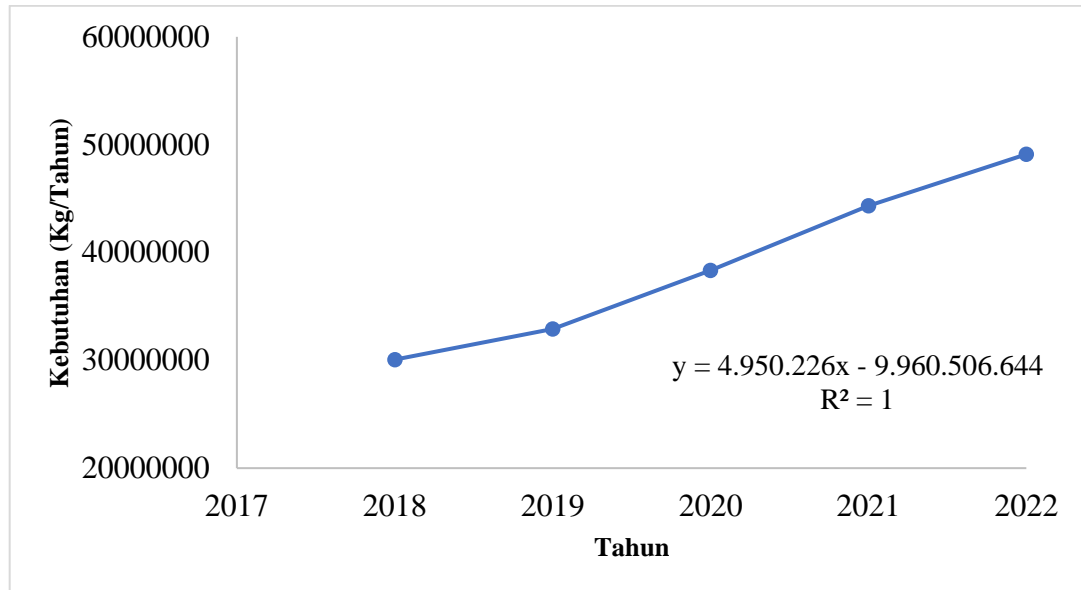
Tabel 1.3 Data kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara tahun 2018-2022

| Tahun ke | Tahun | Jumlah kebutuhan Asia Tenggara (Kg/Tahun) |
|----------|-------|---|
| 1. | 2018 | 30.066.111 |
| 2. | 2019 | 32.903.987 |
| 3. | 2020 | 38.345.020 |
| 4. | 2021 | 44.321.983 |
| 5. | 2022 | 49.108.241 |

(Sumber: <https://trademap.com>)

Berdasarkan data Tabel 1.3 di atas, dapat dilihat bahwa kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara mengalami peningkatan setiap tahunnya. Oleh karena itu perencanaan pembangunan pabrik isopropil benzena di Indonesia sangat perlu dan penting untuk didirikan guna meningkatkan devisa negara dari hasil produk isopropil

benzena yang di ekspor ke negara Asia Tenggara. Berikut Gambar 1.3 grafik data kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara.



Gambar 1.3 Data kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara 2018-2022

Dari kurva tersebut didapatkan persamaan garis lurus $y = 4.950.226x - 9.960.506.644$ dengan x sebagai fungsi tahun dan nilai $R^2 = 1$. Maka dari persamaan tersebut dapat dihitung kebutuhan isopropil benzena tahun 2028 mendatang sebagai berikut

$$y = 4.950.226x - 9.960.506.644$$

$$y = 4.950.226(2028) - 9.960.506.644$$

$$y = 10.039.058.328 - 9.960.506.644$$

$$y = 78.551.684 \text{ Kg/Tahun}$$

$$\text{atau } 78.551,684 \text{ Ton/Tahun}$$

Tabel 1.4 Data kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara tahun 2023-2028

| Tahun ke | Tahun | Jumlah (Kg/Tahun) |
|----------|-------|-------------------|
| 1. | 2023 | 53.800.554 |
| 2. | 2024 | 58.750.780 |
| 3. | 2025 | 63.701.006 |

| | | |
|----|------|------------|
| 4. | 2026 | 68.651.232 |
| 5. | 2027 | 73.601.458 |
| 6. | 2028 | 78.551.684 |

Kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara pada tahun 2028 meningkat menjadi sebesar 78.551.684 Kg/Tahun atau 78.600 Ton/Tahun. Berdasarkan data impor dan kebutuhan isopropil benzena di Indonesia serta kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara maka dapat disimpulkan besarnya kapasitas produksi pabrik pembuatan isopropil benzena ini sebesar 25.000 Ton/Tahun. Dimana sebesar 44% atau 11.000 Ton/Tahun dari seluruh kapasitas tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan isopropil benzena di Indonesia dan 56% atau 14.000 Ton/Tahun dari kapasitas produksi tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan isopropil benzena di Asia Tenggara.

Dengan prediksi kebutuhan isopropil benzena dan kapasitas pabrik yang sudah ada, maka dalam prarancangan pabrik ini dipilih kapasitas 25.000 ton/tahun dengan pertimbangan yaitu:

1. Dapat mencukupi kebutuhan isopropil benzena dalam negeri yang terus meningkat setiap tahun .
2. Dapat membuka peluang berdirinya industri-industri baru dengan menggunakan isopropil benzena sebagai bahan baku atau bahan antara.
3. Menghemat devisa negara dengan mengurangi impor sekaligus meningkatkan PDB (Produk Domestik Bruto) dalam negeri.
4. Mengimpor isopropil benzena ke Asia Tenggara untuk memenuhi kebutuhan luar negeri.

1.6.2 Kapasitas Isopropil Benzena di Dunia

Data kapasitas isopropil benzena didunia dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.5 Kapasitas isopropil benzena di dunia

| No | Pabrik | Lokasi | Kapasitas (Ton/tahun) |
|-----|---------------------|------------------------------|--------------------------|
| 1. | Dow | Ternuezen, Netherlands | 400.000 |
| 2. | HICI | North Tees, UK | 135.000 |
| 3. | Rhodia | Rousillom, France | 230.000 |
| 4. | MZRIP | Plock, Poland | 68.000 |
| 5. | Neftochim | Burgas, Bulgaria | 50.000 |
| 6. | Carom | Borzesti, Romania | 35.000 |
| 7. | Slovnaft | Beatislava, Slovakia | 55.000 |
| 8. | Kazanorgsynthet | Povolzhjelga, Russia | 98.000 |
| 9. | Chevron | Port Arthur, Texas | 450.000 |
| 10. | Coastal Eagle | Westville, NJ | 168.000 |
| 11. | Georgia Gulf | Pasadena Texas | 680.000 |
| 12. | JLM | Blue Island, II | 64.000 |
| 13. | Mitsubishi Chemical | Kashima, Japan | 210.000 |
| 14. | Mitsui Chemicals | Osaka, Japan | 140.000 |
| | | Chiba, Japan | 550.000 |
| 15. | Tosoh | Yokkaichi, Japan | 230.000 |
| 16. | Kumho Shell | Yeochon, Korea | 280.000 |
| 17. | Taiwan Prosperity | Kaohsiung, Taiwan | 130.000 |
| 18. | Huntsman | West Footscary, Australia | 30.000 |

(Sumber: ICIS, 1999)

1.6.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan isopropil benzena yaitu berupa benzena dan propilena, yang dapat diperoleh dari dalam negeri sendiri, sehingga tidak tergantung dari negara lain. Bahan baku propilena disediakan oleh PT. Chandra Asri *Petrochemical* di

Cilegon dengan kapasitas 240.000 ton/tahun. Sedangkan bahan baku benzena disediakan oleh Kilang Pertamina *Paraxylene* di Cilacap dengan kapasitas 120.000 ton/tahun.

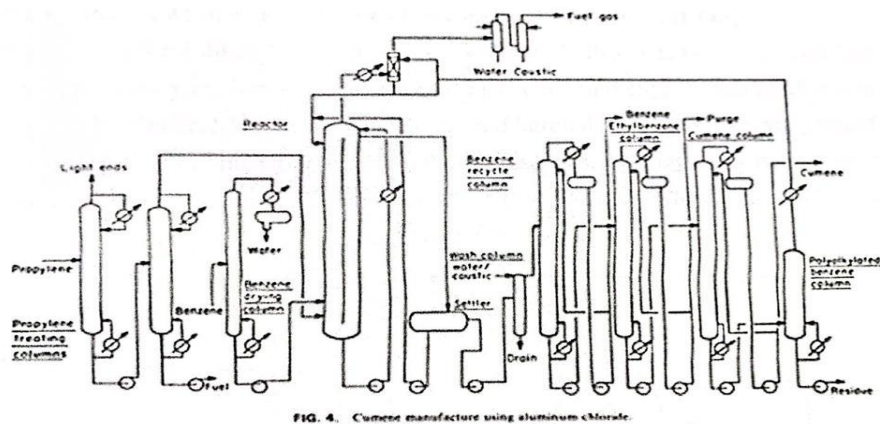
1.7 Pemilihan Proses

Proses pembuatan isopropil benzena terdapat beberapa proses yang digunakan, beberapa diantara proses tersebut adalah:

1.7.1 Proses Monsanto

Pembuatan isopropil benzena dengan proses $AlCl_3$ dari Monsanto ini terbagi dalam tiga unit yaitu unit alkilasi, unit pembuangan katalis dan unit pemurnian. Umpan yang terdiri dari *fresh* benzena, *recycle* benzena, propilena dan katalis $AlCl_3$, masuk ke dalam reaktor. Reaksinya merupakan reaksi eksotermis yang panasnya dibuang melalui sirkulasi air pendingin yang melewati reaktor. Isopropil benzena, propilena, DIPB dan benzena yang tidak bereaksi, keluar dari reaktor dialirkan ke unit pemurnian yang terdiri dari kolom *depropanizer*, kolom benzena dan kolom isopropil benzena. Sedangkan $AlCl_3$ yang sudah terpakai dialirkan ke unit pembuangan katalis. Reaksi berjalan pada kondisi operasi dengan suhu $135^\circ C$ dengan tekanan 3,94 atm dengan konversi reaksi sebesar 99%.

Flowsheet untuk proses Monsanto dapat dilihat pada Gambar 1.4

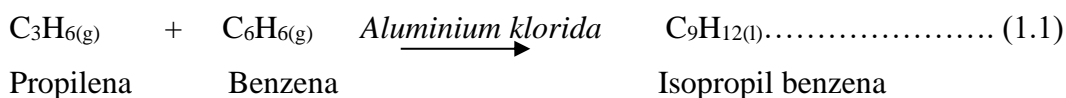


Gambar 1.4 Flowsheet dasar dengan proses Monsanto

Kelebihan dari metode ini ialah proses berjalan pada tekanan atmosferik. Sedangkan kekurangannya ialah penggunaan alat yang anti korosif sehingga lebih mahal. Selain itu, biaya pengolahan limbah yang bersifat korosif cukup mahal.

Uji ekonomi awal merupakan perhitungan jumlah dari harga bahan baku dan harga produk yang akan dijual sebagai penentu apakah pabrik yang akan dirancang dapat memberikan keuntungan atau memberikan kerugian. Reaksi pembentukan isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan katalis aluminium klorida.

Reaksi yang terjadi:



Berikut harga bahan baku dan produk dari situs www.un.com pada tanggal 25 Mei 2023 berdasarkan nilai kurs US\$ 1 = Rp 15.442 tertera pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Harga bahan baku dan produk proses Monsanto

| No. | Bahan baku dan Produk | Berat molekul (kg/mol) | Harga (Rp/Kg) |
|-----|-----------------------|------------------------|---------------|
| 1. | Benzena | 0,07811 | 43.000 |
| 2. | Propilena | 0,04208 | 25.741 |
| 3 | Aluminium Klorida | 0,13334 | 42.500 |
| 4 | Isopropil Benzena | 0,12091 | 203.500 |

(Sumber: UN, 2023)

Untuk menghitung kebutuhan bahan baku dan produk maka harus dikonversikan terlebih dahulu.

$$\text{PE} = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \dots\dots\dots (1.2)$$

$$\begin{aligned} \text{PE} &= (\text{BM Isopropil Benzena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) - [(\text{BM Benzena} \times \text{Harga} \times \\ &\quad \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Propilena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Zeolit} \times \text{Harga} \\ &\quad \times \text{Jumlah Mol})] \\ &= (0,12091 \times 203.500 \times 1) - [(0,07811 \times 43.000 \times 1) + (0,04208 \times 25.741 \times 1) \\ &\quad + (0,13334 \times 42.500 \times 1)] \end{aligned}$$

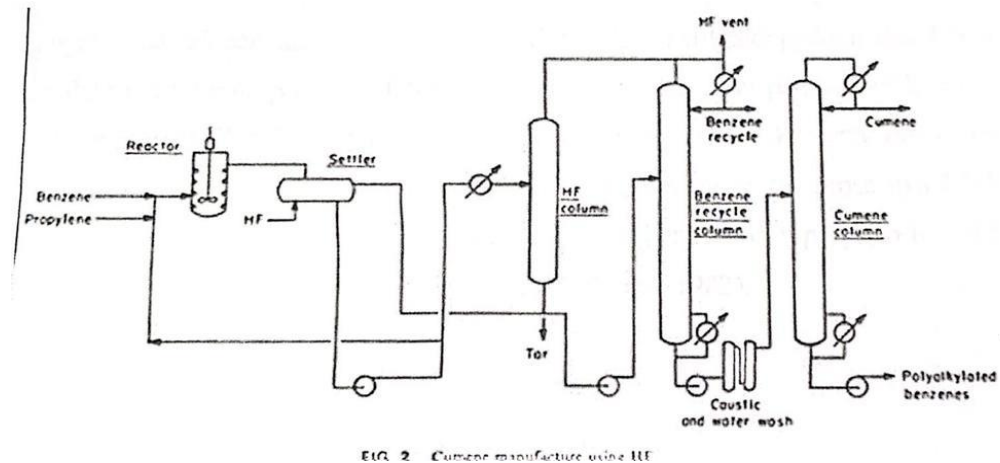
$$\begin{aligned}
 &= (24.605,185) - [(3.358,73) + (1.083,18128) + (5.666,95)] \\
 &= (24.605,185) - (10.108,86128) \\
 &= \text{Rp.}14.496,3238,-
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Keuntungan} &= \frac{\text{Harga Produk}}{\text{Harga Bahan Baku}} \times 100\% \dots\dots\dots (1.3) \\
 &= \frac{14.496,3238}{10.108,86128} \times 100\% \\
 &= 14,34 \%
 \end{aligned}$$

1.7.2 Proses Mobil / Badger

Pada proses ini, pembuatan isopropil benzena dari benzena dan propilena menggunakan katalis *zeolite* (dari mobil), reaktor alkilasi bentuk *fixed bed*, reaktor trans alkilasi dan kolom destilasi, dimana pada proses ini reaksi terjadi pada suhu 300-500°C dengan tekanan 1-10 atm dengan koversi sebesar 90%. Propilena cair, *fresh* benzena dan *recycle* benzena dicampur dan diumpankan ke dalam reaktor alkilasi dimana propilena bereaksi dengan sempurna. *Recycle* DIPB (Diisopropil Benzena) dan benzena diumpankan ke reaktor transalkilasi sehingga bereaksi dan menghasilkan isopropil benzena tambahan. Hasil dari reaktor alkilasi masuk ke kolom *depropanizer*, sedangkan hasil reaktor transkilasi dan hasil bawah *depropanizer*, masuk ke kolom benzena, menghasilkan benzena *recycle* dan *crude* benzena, dimana hasil atas adalah benzena dan hasil bawah berupa DIPB dialirkan ke kolom DIPB (diisopropil benzena). Hasil atasnya berupa DIPB (di-*recycle* kembali) dan hasil bawahnya adalah TIPB (triisopropil benzena).

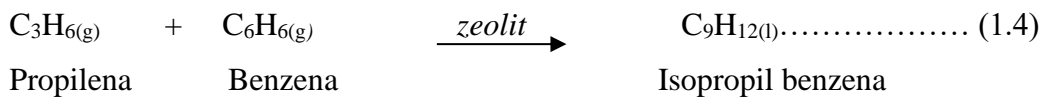
Adapun *flowsheet* dasar dengan proses mobil/*badger* pada Gambar 1.5



Gambar 1.5 *Flowsheet* dasar dengan proses mobil/*badger*.

Uji ekonomi awal merupakan perhitungan jumlah dari harga bahan baku dan harga produk yang akan dijual sebagai penentu apakah pabrik yang akan dirancang dapat memberikan keuntungan atau memberikan kerugian. Reaksi pembentukan isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan katalis zeolit.

Reaksi yang terjadi:



Berikut harga bahan baku dan produk dari situs www.un.com pada tanggal 25 Mei 2023 berdasarkan nilai kurs US\$ 1 = Rp 15.442 tertera pada Tabel 1.7.

Tabel 1.7 Harga Bahan Baku dan Produk Proses Mobil/*Badger*

| No. | Bahan baku dan Produk | Berat molekul (kg/mol) | Harga (Rp/Kg) |
|-----|-----------------------|------------------------|---------------|
| 1. | Benzena | 0,07811 | 43.000 |
| 2. | Propilena | 0,04208 | 25.741 |
| 3. | Zeolit | 0,06008 | 16.059 |
| 4. | Isopropil Benzena | 0,12091 | 203.500 |

(Sumber: UN, 2023)

Untuk menghitung kebutuhan bahan baku dan produk maka harus dikonversikan terlebih dahulu.

$$PE = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \dots \dots \dots (1.5)$$

$$\begin{aligned} PE &= (\text{BM Isopropil Benzena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) - [(\text{BM Benzena} \times \text{Harga} \times \\ &\quad \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Propilena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Zeolit} \times \text{Harga} \\ &\quad \times \text{Jumlah Mol})] \\ &= (0,12091 \times 203.500 \times 1) - [(0,07811 \times 43.000 \times 1) + (0,04208 \times 25.741 \times 1) \\ &\quad + (0,06008 \times 16.059 \times 1)] \\ &= (24.605,185) - [(3.358,73) + (1.083,18128) + (964,865)] \\ &= (24.605,185) - (4.441,91128) \\ &= \text{Rp. } 20.163,2737,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Keuntungan} &= \frac{\text{Harga Produk}}{\text{Harga Bahan Baku}} \times 100\% \dots \dots \dots (1.6) \\ &= \frac{24.605,185}{4.441,91128} \times 100\% \\ &= 55,39\% \end{aligned}$$

1.7.3 Proses Alkalisi

Proses ini menggunakan asam fosfat padat sebagai katalis. Reaktor alkilasi yang digunakan adalah jenis *fixed bed* dengan kondisi operasi suhu 278,5°C dan tekanan 18 atm dan konversinya adalah sebesar 95%. Hasil reaksi dialirkan ke *flash drum* untuk memisahkan sebagian besar gas propilena dan propane yang keluar sebagai flue gas menggunakan menara destilasi (MD-01). Selanjutnya campuran gas ini akan keluar pada bagian atas, sedangkan campuran yang berupa cairan keluar sebagai produk bagian bawah. Cairan dari *flash drum* dialirkan ke menara distilasi (MD- 01).

Produk atas dari destilasi (MD-01) dialirkan ke kolom destilasi benzena (MD-02) pada kondisi operasi umpan suhu 63,5°C tekanan 1 atm. Hasil atas kolom destilasi mengandung benzena, dan propana dengan kondisi uap jenuh. Hasil atas tersebut yang menuju destilasi (MD-02) menghasilkan kondensat benzena dengan tekanan 9,5 atm dan suhu 177,7 °C.

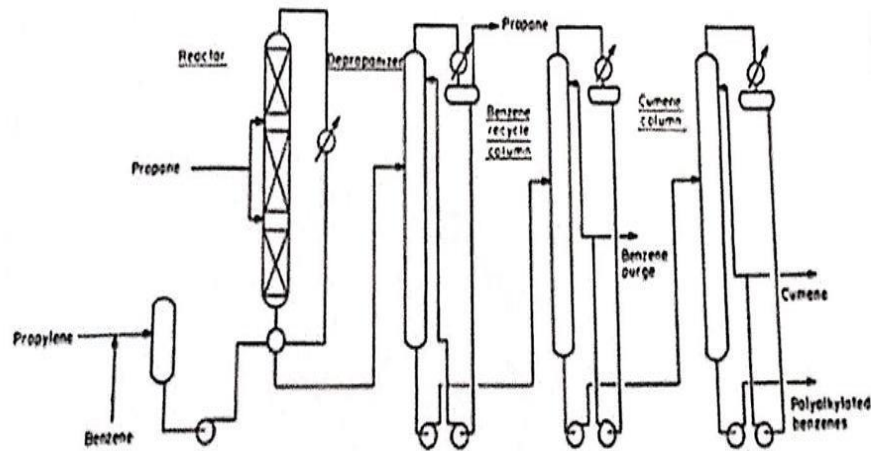
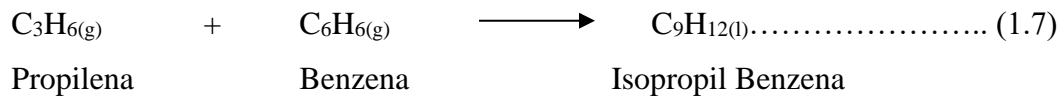


FIG. 3. Cumene manufacture using supported phosphoric acid.

Adapun *flowsheet* dasar untuk proses alkilasi dapat dilihat pada Gambar 1.6

Gambar 1.6 *Flowsheet* dasar dengan proses alkilasi.

Uji ekonomi awal merupakan perhitungan jumlah dari harga bahan baku dan harga produk yang akan dijual sebagai penentu apakah pabrik yang akan dirancang dapat memberikan keuntungan atau memberikan kerugian. Reaksi pembentukan isopropil benzena dari propilena dan benzena dengan katalis asam fosfat yaitu:



Berikut harga bahan baku dan produk dari situs www.un.com pada tanggal 5 April 2023 berdasarkan nilai kurs US\$ 1 = Rp 15.442 tertera pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Harga Bahan Baku dan Produk Proses Alkilasi

| No. | Bahan baku dan Produk | Berat molekul (kg/mol) | Harga (Rp/Kg) |
|-----|-----------------------|---------------------------|------------------|
| 1. | Benzena | 0,07811 | 43.000 |
| 2. | Propilena | 0,04208 | 25.741 |
| 3 | Asam Fosfat Padat | 0,09799 | 20.939 |
| 4 | Isopropil Benzena | 0,12091 | 203.500 |

(Sumber: UN, 2023)

Untuk menghitung kebutuhan bahan baku dan produk maka harus dikonversikan terlebih dahulu.

$$PE = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \dots\dots\dots (1.8)$$

$$\begin{aligned} PE &= (\text{BM Isopropil Benzena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) - [(\text{BM Benzena} \times \text{Harga} \times \\ &\quad \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Propilena} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol}) + (\text{BM Asam Fosfat} \\ &\quad \text{Padat} \times \text{Harga} \times \text{Jumlah Mol})] \\ &= (0,12091 \times 203.500 \times 1) - [(0,07811 \times 43.000 \times 1) + (0,04208 \times 25.741 \times 1) \\ &\quad + (0,09799 \times 20.939 \times 1)] \\ &= (24.605,185) - [(3.358,73) + (1.083,18128) + (2.051,81261)] \\ &= (24.605,185) - (6.493,72389) \\ &= \text{Rp. } 71.921,97301,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Keuntungan} &= \frac{\text{Harga Produk}}{\text{Harga Bahan Baku}} \times 100\% \dots\dots\dots (1.9) \\ &= \frac{24.605,185}{6.493,72389} \times 100\% \\ &= 37,89\% \end{aligned}$$

Dilihat dari total harga bahan baku dengan harga produk isopropil benzena, dimana total harga produk lebih besar dari harga bahan baku maka pabrik ini layak untuk didirikan.

1.8 Perbandingan Proses

Setiap proses yang dapat digunakan dalam pra-rancangan pabrik isopropil benzena memiliki kelebihan dan kekurangannya. Kelebihan dan kekurangan setiap proses dapat dilihat pada Tabel 1.9

Tabel 1.9 Perbandingan proses pembuatan isopropil benzena

| No | Pertimbangan | Proses | | |
|----|-----------------|--|------------------------------------|---|
| | | Monsanto | Mobil/Badger | Alkilasi |
| 1. | Bahan Baku | Benzena + Propilena | Benzena + Propilena | Benzena + Propilena |
| 2. | Suhu Operasi | 135 °C | 300-500 °C | 278,5 °C |
| 3. | Konversi | 99 % | 90 % | 95 % |
| 4. | Tekanan Operasi | 3,94 atm | 1-10 atm | 18 atm |
| 5. | Katalis | <i>Alumunium Chloride</i> | Asam Zeolit | Asam fosfat padat |
| 6. | Produk Utama | Isopropil Benzena | Isopropil Benzena | Isopropil benzena |
| 7. | Produk Samping | Dimetilbenzena dan Trimetilbenzena | Dimetilbenzena dan Trimetilbenzena | DIPB (Diisopropil Benzena) |
| 8. | Kelebihan | Konversi paling tinggi | Biaya rendah | Biaya murah dan katalis mudah diperoleh |
| 9. | Kekurangan | Katalis sulit didapatkan dan biaya mahal | Katalis sulit didapatkan | Tekanan Tinggi |

Berdasarkan Tabel 1.6 dapat diketahui bahwa proses produksi isopropil benzena yang digunakan yaitu proses alkilasi dengan katalis asam fosfat padat dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. konversi yang diperoleh cukup tinggi yaitu 99%.
2. Bahan baku katalis asam fosfat padat yang tersedia mudah dijumpai dalam jumlah yang cukup sehingga pengendalian proses relatif mudah.
3. Proses dan peralatan yang digunakan sederhana sehingga biaya pemeliharaan dan pengendalian lebih murah.

1.9 Uraian Proses

Pabrik isopropil benzena (C_9H_{12}) yang akan didirikan ini merupakan pabrik berbahan baku propilena dan benzena yang dimana propilena diperoleh dari PT. Chandra Asri *Petrochemical* di Cilegon dan benzena diperoleh dari Kilang Pertamina *Paraxylene* RU IV di Cilacap. Pabrik dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yang beroperasi selama 24 jam dan 330 hari dalam setahun.

Secara garis besar, proses pembuatan isopropil benzena terdiri dari beberapa tahap yaitu :

1. Tahap Penyimpanan dan Preparasi Bahan Baku.
2. Tahap Reaksi.
3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil.

1.9.1 Tahap Penyimpanan dan Preparasi Bahan Baku

a. Penyimpanan Bahan

Benzena dalam fase cair disimpan dalam tangki (T-101), pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Sedangkan propilena dalam fase cair, disimpan dalam tangki (T-102) pada suhu 30°C dan tekanan 13 atm.

b. Preparasi Bahan Baku

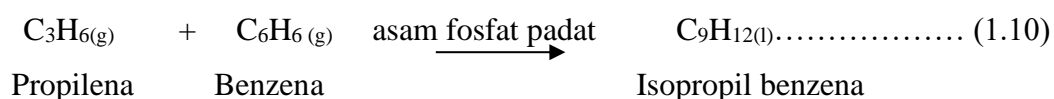
Pada proses ini bahan baku diubah secara fisik agar sesuai dengan kondisi reaktor (R-201). Benzena dari tangki (T-101) yang bekerja pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C , dialirkan ke *vaporizer* (V-101) menggunakan pompa sentrifugal dan dinaikkan tekanan pada 9 atm (P-101). Keluaran dari *vaporizer* (V-101) diperoleh benzena dengan kondisi jenuh pada suhu 90°C lalu diumpan kedalam *heat exchanger* (HE-101) untuk dinaikkan suhunya sesuai dengan kondisi operasi reaktor yaitu $278,5^{\circ}\text{C}$, lalu benzena diumpan melalui kompresor (K-101) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 18 atm kedalam reaktor (R-201).

Sedangkan umpan propilena dari tangki (T-102) dialirkan menggunakan pompa sentrifugal (P-102) dengan kondisi operasi 30°C dan dinaikkan tekanan menjadi 15 atm ke *vaporizer* (V-102). Diperoleh propilena dengan kondisi suhu 90°C . Selanjutnya

cairan propilena diumpankan kedalam *heat exchanger* (HE-102) untuk dinaikkan suhu menjadi 268°C sesuai dengan kondisi operasi reaktor, selanjutnya uap propilena diumpankan kedalam reaktor (R-201) melalui kompresor (K-102) untuk dinaikkan tekanan hingga 18 atm.

1.9.2 Tahap Reaksi

Benzena dan propilena dicampur dalam reaktor untuk menghasilkan konversi produk yang tinggi dan menekan sekecil mungkin produk samping dalam reaktor. Reaksi pembentukan isopropil benzena dilakukan dalam reaktor reaktor *fixed bed* multi *tube* (R-201) yang di dalam pipa-pipanya diisi katalisator asam fosfat padat. Reaksi berlangsung pada tekanan 18 atm dan suhu 278,5°C. Didalam *tube-tube* reaktor ini terjadi reaksi alkilasi benzena dengan propilena menjadi isopropil benzena. Menurut reaksi:



Reaksi benzena dengan propilena membentuk isopropil benzena berlangsung secara eksotermis. Untuk tujuan pendinginan dengan menyerap panas hasil reaksi ini digunakan air bertekanan yang disirkulasikan pada bagian *shell* reaktor sehingga memberikan transfer panas yang baik. Produk keluar dari reaktor pada suhu 320°C dan tekanan 18 atm.

1.9.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil

Produk keluar dari reaktor pada suhu 278,5°C dan tekanan 18 atm. Selanjutnya campuran gas tersebut diturunkan tekanannya di *expansion valve* (Exp-201) dari 18 atm menjadi 1,3 atm. Setelah diturunkan tekanannya, campuran gas tersebut diumpankan ke *cooler* (CO-201) untuk diturunkan suhunya dari 166,2 °C menjadi 115 °C.

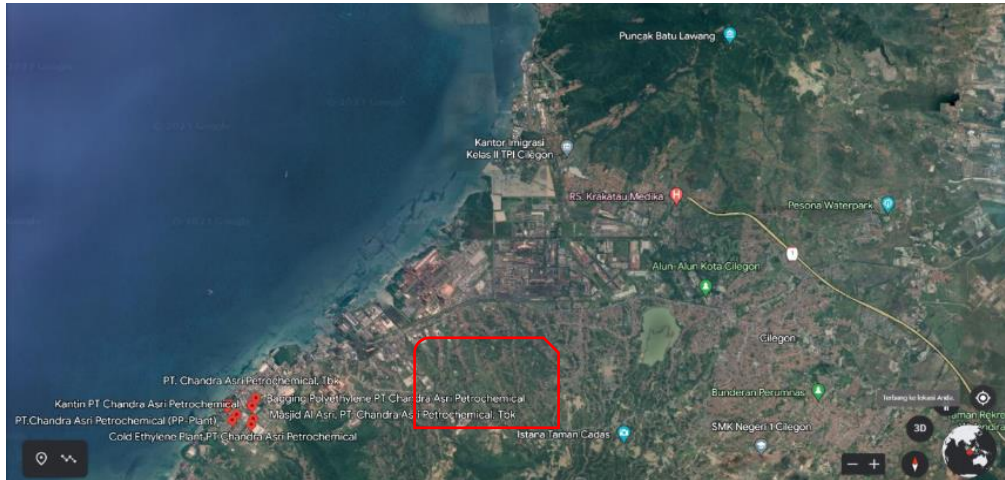
Produk hasil reaktor diumpankan ke destilasi (MD-301) untuk memisahkan sebagian besar gas propana dan benzena yang keluar sebagai *flue* gas menggunakan menara destilasi (MD-301). Selanjutnya campuran gas ini akan keluar pada bagian atas,

sedangkan pada bagian bawah yang berupa cairan keluar sebagai produk yaitu isopropil benzena dengan suhu 150°C yang kemudian masuk ke *cooler* (C-302) untuk diturunkan suhunya menjadi 30°C , lalu dialirkan menggunakan pompa (P-301) menuju tangki penyimpanan produk (T-301).

Produk atas dari destilasi (MD-301) dialirkan ke kompresor (K-301) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 1,3 atm agar mengalir ke *cooler* (CO-303) untuk diturunkan suhunya menjadi 30°C . Keluaran dari *cooler* diumpankan ke separator (MD-302) untuk memisahkan propana dan benzena. Produk atas separator (MD-302) merupakan propana yang telah berubah fasa menjadi gas lalu dilakukan *flaring*, sedangkan produk bawah merupakan benzena fluida cair dengan suhu 78°C . Benzena selanjutnya diumpankan ke pompa sentrifugal (P-302) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 9 atm, dan melalui heater (HE-301) untuk dinaikkan suhunya sesuai dengan preparasi bahan baku yaitu 90°C lalu di-*recycle* ke keluaran *vaporizer* (V-101) untuk bercampur dengan *fresh* benzena.

1.10 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik pada wilayah tertentu didasarkan atas berbagai pertimbangan yang tepat terhadap semua faktor-faktor yang memiliki nilai strategis dalam pendirian dan pengoperasian pabrik. Faktor yang berpengaruh dalam penentuan lokasi dan tata letak pabrik. Dari pertimbangan diatas, Lokasi pabrik isopropil benzena ini, dikawasan Cilegon, provinsi Banten. Ditinjau dari segi geografis dan ekonomis, lokasinya cukup strategis, karena ada beberapa faktor yang mendukung dapat dilihat dari Gambar 1.7.



Gambar 1.7 Lokasi pabrik isopropil benzena

Cilegon dipilih sebagai lokasi pabrik berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1.10.1 Faktor Utama

Faktor utama meliputi faktor yang sangat berpengaruh dalam pemilihan lokasi atau tempat pemilihan pabrik. Adapun faktor-faktor yang perlu diperhatikan adalah:

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan operasi. Bahan baku propilena disediakan oleh PT. Chandra Asih *Petrochemical* di Cilegon dengan kapasitas 240.000 Ton/Tahun. Sedangkan bahan baku benzena disediakan oleh Kilang Pertamina RU IV di Cilacap dengan kapasitas 120.000 Ton/Tahun dan dengan demikian bahan baku cukup tersedia dan mudah diperoleh.

2. Utilitas

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga penyediaan utilitas seperti bahan bakar dan listrik dapat dengan mudah terpenuhi dan tidak mengalami kesulitan. Sedangkan air untuk proses produksi maupun karyawan diperoleh dari sungai Cisadene.

3. Transportasi

Cilegon merupakan daerah yang mudah dijangkau karena telah ada sarana transportasi darat yang mencukupi memadai. Sehingga untuk transportasi pemenuhan bahan baku maupun pemasaran produk dapat dengan mudah dilaksanakan.

4. Tenaga Kerja

Penyediaan tenaga kerja tingkat rendah, menengah maupun tenaga ahli tidak sulit diperoleh, mengingat lokasi pabrik berada dikawasan yang memungkinkan didatangkan dari pulau jawa yang selalu memiliki tenaga kerja berlebih setiap waktu. Diharapkan juga dengan adanya pabrik ini, dapat mengurangi pengangguran di Indonesia.

5. Pemasaran Produk

Didukung oleh sarana transportasi yang memadai, distribusi atau pemasaran produk dipulau Jawa dan luar pulau Jawa cukup baik.

6. Kemasyarakatan

Keadaan sosial kemasyarakatan sudah terbiasa dengan lingkungan industri, sehingga pendirian pabrik baru dapat diterima dan dapat beradaptasi dengan cepat dan mudah.

7. Tenaga Listrik

Tenaga listrik harus tersedia cukup untuk menjaga kelangsungan proses produksi pabrik. Tenaga listrik dapat terpenuhi dari PLN dan ditambah dengan generator pembangkit listrik

8. Tenaga Kerja

Di lokasi pendirian pabrik diusahakan dapat memberikan kemudahan akan tenaga kerja pilihan. Di Indonesia tenaga kerja cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak begitu sulit diperoleh.

1.10.2 Faktor Pendukung

Adapun faktor pendukung yang perlu diperhatikan dalam pembangunan pabrik ini adalah sebagai berikut:

1. Perizinan dan Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik merupakan salah satu usaha untuk mewujudkan kebijakan pemerintah mengenai pengembangan industri dan pemerataan kesempatan kerja.

2. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal supaya masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun mengolah produknya sendiri ke produk lain.

3. Kondisi iklim

Kondisi alam (iklim) dari suatu area yang akan dibangun pabrik haruslah mendukung, dalam arti kondisinya tidak terlalu mengganggu jalannya operasi pabrik.

4. Pembuangan Limbah

Penanganan masalah limbah akan diproses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan.

5. Korosifitas

Lokasi kawasan cilegon tidak berada tepat tepat di tepi laut sehingga korosifitas yang utamanya disebabkan oleh air laut tidak begitu berpengaruh.

6. Perawatan

Pabrik mempunyai bengkel perawatan sendiri (*maintenance office*), apabila tidak dapat dilakukan sendiri di Cilegon terdapat bengkel yang dapat menangani peralatan peralatan besar.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Sejarah Isopropil Benzena

Isopropil benzena yang merupakan bahan kimia organik yang termasuk kedalam golongan aromatik hidrokarbon. Selama perang dunia ke-II berlangsung, bahan ini diminati oleh banyak orang sebagai bahan aditif dalam bahan bakar bensin untuk menaikkan bilangan oktan.

Semenjak tahun 1950, isopropil benzena yang merupakan senyawa aromatik bercincin tunggal dengan sifat fisik cairan tak berwarna dan berbau seperti produk khas aromatik mulai menjadi produk petrokimia yang pertumbuhannya terus meningkat seiring dengan semakin besar manfaatnya bagi industri-industri barang sintetis. Sebagian besar isopropil benzena digunakan sebagai bahan untuk pembuatan fenol 50%, aseton 48% dan sisanya sebesar 2% digunakan untuk pembuatan *solvent*, zat aditif dan beberapa zat lainnya.

2.2 Kegunaan Isopropil Benzena (Produk)

Isopropil benzena merupakan komoditi yang memiliki banyak kegunaan dibidang industri. Isopropil benzena yang dihasilkan digunakan sebagai bahan baku untuk produksi fenol dan aseton produknya. Proses oksidasi isopropil benzena digunakan untuk produksi fenol dengan langkah pertamanya adalah pembentukan isopropil benzena hidroperoksida. Hidroperoksida kemudian secara selektif dibelah menjadi fenol dan seton dalam lingkungan asam. Dengan berbagai tingkat kemurnian, fenol dapat digunakan untuk fenol-formaldehida untuk mengikat bahan konstruksi seperti kayu lapis dan papan dengan komposisi (40% fenol yang diproduksi), untuk bisfenol A digunakan untuk pembuatan resin epoksi dan polikarbonat (30%), dan untuk kaprolaktan, bahan awal untuk nilon (20%) dan juga sejumlah kecil digunakan untuk alkilfenol dan obat-obatan (10%).

Isopropil benzena dalam jumlah kecil digunakan sebagai pengencer untuk cat, enamel dan lak untuk menghasilkan asetopenon, bahan kimia antara lain

dikumil peroksida dan diisopropil benzena. Ini juga merupakan pelarut yang baik untuk lemak dan resin.

2.3 Sifat – Sifat Bahan Baku

2.3.1 Benzena

Benzena adalah senyawa hidrokarbon aromatik cair yang mudah menguap, tidak berwarna dan memiliki bau yang khas. Benzena digunakan sebagai intermediet untuk produksi banyak senyawa penting seperti stirena (polistirena dan serat sintetis), fenol (resi fenolik), sikloheksana (nilon), anilin (pewarna), alkilbenzena (deterjen) dan klorobenzena (Kirk & Othmer, 1998).

2.3.1.1 Sifat-Sifat Fisika Benzena

Adapun sifat-sifat fisika benzena dapat dilihat pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Sifat-Sifat Fisika Benzena.

| | | |
|-----|---|-----------------------------------|
| 1. | Rumus molekul | C_6H_6 |
| 2. | Massa molar | 78,11 gr/mol |
| 3. | Fasa | Cair |
| 4. | Warna | Tidak berwarna |
| 5. | Kelarutan | Dapat larut dalam air dan alkohol |
| 6. | Densitas pada $20^\circ C$ (g/cm^3) | 0,8789 |
| 7. | Viskositas pada $25^\circ C$ (mPa) | 0,6010 |
| 7. | Titik beku pada 1 atm ($^\circ C$) | 5,53 |
| 8. | Titik didih pada 1 atm ($^\circ C$) | 80,09 |
| 9. | Titik Nyala($^\circ C$) | -1,163 |
| 10. | Tekanan kritis | $4,898 \times 10^3$ |
| 11. | Temperatur kritis ($^\circ C$) | 289,01 |

(Sumber : Kirk-Othmer, 1998).

2.3.1.2 Sifat-Sifat Kimia Benzena

Senyawa benzena memiliki sifat mudah menguap, mudah terbakar, dan beracun dengan rumus molekul C_6H_6 yang merupakan bagian dari industri aromatik

(kemenperind, 2014). Benzena sebagai salah satu produk petrokimia yang berbentuk cincin tunggal berupa cairan jernih serta digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan senyawa kimia organik lain (intermediet) dari produk-produk komersial, antara lain: stirena, fenol, sikloheksana, anilin, alkilbenzena, klorobenzena dan produk lain yang digunakan dalam produksi obat, insektisida, maupun plastik. Selain itu, senyawa benzena juga banyak digunakan sebagai bahan pelarut dalam ekstraksi maupun distilasi (Mc. Ketta, 1977). Saat ini kebutuhan benzena di Indonesia terhitung cukup tinggi dan produksi dalam negeri belum mencukupi sehingga masih memerlukan impor benzena dari beberapa negara di dunia antara lain India, Jepang, Australia dan Amerika.

Berikut merupakan sifat-sifat kimia benzena, diantara lain:

1. Oksidasi

Senyawa benzena dioksidasi dengan permanganat atau dikromat menjadi air dan karbondioksida.

2. Reduksi

Senyawa benzena baik senyawa tunggal maupun dalam pelarut hidrokarbon pada kondisi temperatur suhu kamar dan tekanan biasa dapat direduksi menjadi klorobenzena atau dengan hidrogen dan menggunakan katalis nikel atau kobalt.

3. Nitrasasi

Pembentukan senyawa nitrobenzena dapat dilakukan dengan cara nitrasasi benzena. Proses ini dilakukan dengan menggunakan asam nitrat yang dicampur dengan asam sulfat pekat dengan kondisi operasi suhu 50-55°C dan menghasilkan nitrobenzena dengan konversi sebesar 95%.

4. Sulfonasi

Asam benzena sulfonat dapat dibuat dengan reaksi benzena dengan asam sulfat fase uap pada temperatur ruangan. Asam sulfat dengan fasa cair dapat direaksikan namun reaksi yang dihasilkan akan berjalan lambat.

5. Alkilasi

Benzena dapat dialkilasikan dengan mereaksikan benzena dan etilen dengan propilen, hasil dari alkilasi ini merupakan etil benzena dan kumena (isopropil benzena). Reaksi tersebut dapat berlangsung pada fase uap dan fase cair. Untuk katalis yang digunakan adalah BF₃, aluminium klorida (AlCl₃) atau asam polifosfat.

6. Halogenasi

Benzena yang direaksikan dengan Br₂ dan Cl₂ menggunakan katalis halide logam akan didapatkan klorobenzena dan bromobenzena. Dimana klorobenzena direaksikan dengan kondisi operasi 30-50°C (katalis *molybdenum chloride*) yang dihasilkan melalui reaksi pada fasa cair. (Kirk-Othmer, 1991).

2.3.2 Propilena

Propilena merupakan bahan petrokimia tertua dan merupakan salah satu olefin ringan. Secara luas, penggunaan propilena adalah sebagai alkilasi atau bahan baku polimer-bensin untuk penambahan bilangan oktan. Selain itu propilena dalam jumlah besar digunakan sebagai plastik sebagai polipropilena dan bahan kimia, misalnya akrilonitril, propilena oksida, 2-propanol dan isopropil benzena. Propilena diproduksi terutama sebagai produk sampingan dari penyulingan minyak bumi dan dari pirolisis produk etilen. (Kirk & Othmer, 1998)

2.3.2.1 Sifat-sifat Fisika Propilena

Adapun sifat-sifat fisika propilena dapat dilihat pada Tabel 2.2

Tabel 2.2 Sifat-Sifat Fisika Propilena

| | | |
|----|--|---|
| 1. | Rumus molekul | C ₃ H ₆ |
| 2. | Massa molar | 42.081 |
| 3. | Fasa | Cair |
| 4. | Warna | Tidak berwarna |
| 5. | Kelarutan | Dapat larut dalam air, etanol dan asam asetat |
| 6. | Densitas pada 223 K (g/cm ³) | 0.148 |
| 7. | Viskositas pada 25°C (mPa) | |

| | | |
|-----|-----------------------------|-------|
| 7. | Titik beku pada 1 atm (°C) | -185 |
| 8. | Titik didih pada 1 atm (°C) | -48 |
| 9. | Titik Nyala(°C) | -15 |
| 10. | Temperatur Kritis (°C) | 91,85 |
| 11. | Tekanan kritis (Mpa) | 4,6 |

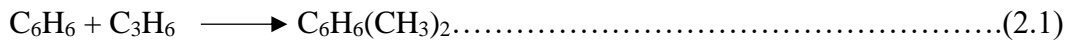
(Sumber: [Kirk-Othmer](#), 1998).

2.3.2.2 Sifat-Sifat Kimia Propilena

Propilena memiliki beberapa sifat, diantaranya adalah sebagai berikut :

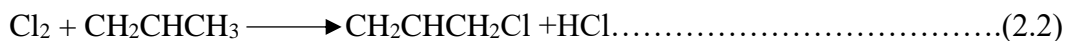
1. Alkilasi

Reaksi alkilasi propilena terhadap benzena dilakukan dengan katalis $AlCl_3$ menghasilkan suatu alkil benzena dengan reaksi sebagai berikut :



2. Klorinasi

Alkil klorida dapat dibuat dengan cara klorinasi non katalitik terhadap propilena fasa gas pada suhu $500^\circ C$ dalam reaktor adibatik. Prinsip reaksi ini adalah substitusi atom Cl terhadap atom hidrogen pada propilena. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



2.3.3 Katalis

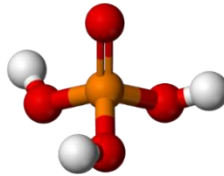
Katalis adalah suatu zat yang dapat mempercepat laju reaksi kimia pada suhu tertentu, tanpa mengalami perubahan atau terpakai oleh reaksi itu sendiri. Katalis diserap dan bereaksi, lalu melepas diri dari suatu bahan yang diproduksi atau berperan dalam reaksi tapi bukan sebagai pereaksi (Levenspiel, 1972).

Katalis menyediakan suatu jalur pilihan dengan energi aktivasi yang lebih rendah. Katalis mengurangi energi yang dibutuhkan untuk berlangsungnya reaksi. Katalis dapat dibedakan ke dalam dua golongan utama yaitu katalis homogen dan katalis heterogen. Katalis homogen berada dalam fase yang sama sedangkan katalis heterogen adalah katalis yang ada dalam fase berbeda dengan pereaksi dalam reaksi

yang dikatalisnya (Trisunaryanti, 2016). Pada proses pembuatan isopropil benzena ini katalis yang digunakan adalah asam fosfat.

2.3.3.1 Asam Fosfat

Asam fosfat merupakan asam mineral (anorganik) yang memiliki rumus kimia H_3PO_4 . Asam fosfat adalah asam non-toksik yang berfasa padat pada suhu dan tekanan kamar. Selain menjadi reagen kimia, asam fosfat memiliki banyak kegunaan termasuk sebagai inhibitor korosi, aditif makanan, *enchant* gigi dan ortopedik, elektrolit, fluks, pendispersi, bahan baku pupuk, dan komponen pembersih rumah. Asam fosfat berbentuk asam padat putih bubuk-seperti padat, termasuk dalam bentuk bulat, tanpa penyimpanan khusus dalam kondisi normal tapi stabil. Adapun struktur asam fosfat dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Struktur Kimia Asam Fosfat.

2.3.3.2 Sifat - Sifat Fisika Asam Fosfat

Adapun sifat-sifat fisika asam fosfat dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2.3 Sifat-sifat Fisika Asam Fosfat

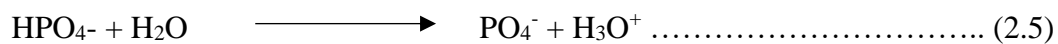
| | | |
|----|-----------------------------|------------|
| 1. | Rumus molekul | H_3PO_4 |
| 2. | Massa molar | 97,99 |
| 3. | Fasa | Padat |
| 4. | Densitas (gr/cm^3) | 1,685 |
| 5. | Viskositas pada 25°C (mPa) | 2,4-9,4 cP |
| 6. | Titik didih pada 1 atm (°C) | 158 |
| 7. | Diameter Partikel | 0,3 cm |

(Sumber: Kirk-Othmer, 1993).

2.3.3.3 Sifat - Sifat Kimia Asam Fosfat

Sifat kimia asam fosfat:

Merupakan asam tribasa, pelepas ion hidrogen yang pertama adalah ionisasi yang paling cepat. Ionisasi kedua adalah sedang dan yang ketiga sudah lambat. Hal ini bisa dilihat dari ketetapan penguraian ionisasi (kirk-Othmer, 1978):



Asam fosfat lebih kuat dari asam asetat, asam oksalat, dan asam borak, tetapi lebih lemah dibandingkan asam nitrat, asam sulfat, dan asam klorida.

2.4 Sifat-Sifat Produk

Produk yang dihasilkan dari pabrik isopropil benzena ini adalah dengan produk utama berupa isopropil benzena dan diisopropil benzena.

2.4.1 Sifat-Sifat Fisika Isopropil Benzena

Adapun sifat-sifat fisika isopropil benzena dapat dilihat pada Tabel 2.4

Tabel 2.4 Sifat-Sifat Fisika isopropil benzena.

| | | |
|-----|----------------------|-----------------------------------|
| 1. | Rumus molekul | C ₉ H ₁₂ |
| 2. | Massa molar | 120,20 gr/mol. |
| 3. | Fasa | Cair |
| 4. | Warna | Tidak berwarna |
| 5. | Kelarutan | Dapat larut dalam air dan alkohol |
| 6. | Densitas pada 20°C | 0,8619 |
| 7. | Viskositas pada 20°C | 0,791 |
| 7. | Titik beku (°C) | -96,03 |
| 8. | Titik didih(°C) | 152,39 |
| 9. | Titik Nyala(°C) | 44 |
| 10. | Tekanan Kritis (kPa) | 3220 |

| | | |
|-----|-----------------------|-------|
| 11. | Temperatur kritis(°C) | 351,4 |
|-----|-----------------------|-------|

(Sumber : [Kirk-Othmer](#), 1998).

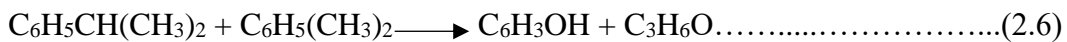
2.4.2 Sifat-Sifat Kimia Isopropil Benzena

Adapun sifat-sifat kimia isopropil benzena terdiri dari beberapa bagian berikut:

1. Oksidasi

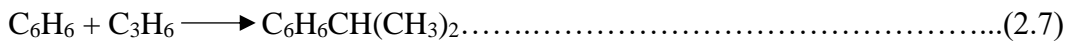
Isopropil benzena dapat dioksidasi menjadi hidroperoksida dengan udara atmosfer atau udara yang kaya oksigen dalam satu atau beberapa oksidasinya. Temperatur yang digunakan adalah antara 80-130°C dengan tekanan 6 atm, serta dengan penambahan Na₂CO₃.

Dengan reaksi sebagai berikut :



2. Alkilasi

Pembuatan isopropil benzena dengan reaksi alkilasi menggunakan katalis asam fosfat. Reaksi adalah sebagai berikut :



(Kirk & Othmer, 1993)

2.5 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku dan produk dalam prarancangan pabrik isopropil benzena ini adalah benzena, propilena dan isopropil benzena sendiri sebagai produk, dimana spesifikasi dari masing-masing bahan tersebut adalah sebagai berikut :

2.5.1 Benzena (Bahan Baku)

Adapun spesifikasi benzena dapat dilihat pada Tabel 2.5

Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku Benzena

| No. | Spesifikasi | Metode Tes | Satuan | Min | Max |
|-----|---------------------------|--------------------|--|-------|--------|
| 1. | Toluena | ASTM D-4492 | ppm (<i>weight</i>) | - | 200 |
| 2. | Non Aromatik | ASTM D-2360/D-4492 | ppm (<i>weight</i>) | - | 1000 |
| 3. | Titik Solidifikasi | ASTM D-852 | °C | 5,45 | - |
| 4. | Warna Pencucian Asam | ASTM D-848 | - | - | 1 |
| 5. | Kandungan Tiofena | ASTM D-1685 | ppm (<i>weight</i>) | - | 1 |
| 6. | Index Bromin | ASTM D-1492 | - | - | 15 |
| 7. | Total Sulfur | ASTM D-4045 | ppm (<i>weight</i>) | - | 1 |
| 8. | <i>Distillation Range</i> | ASTM D-850 | °C | 0 | 1 |
| 9. | Keasaman | ASTM D-847 | Tidak ada asam bebas | | |
| 10. | Masa Jenis | ASTM D-891 | | 0,883 | 0,886 |
| 11. | Air | Visual | Air yang tidak larut setelah didiamkan selama 1 jam pada suhu 15,6°C | | |
| 12. | Bahan non-volatil | ASTM D-1353 | g/100 ml | - | 0,0012 |
| 13. | Kemurnian | ASTM D-4492/D-2360 | % wt | 99,9 | - |
| 14. | Konversi Tembaga | ASTM D-849 | Pass | | |

| | | | | | |
|-----|-------|-------------|--|---|----|
| 15. | Warna | ASTM D-1209 | | - | 20 |
|-----|-------|-------------|--|---|----|

(Sumber : <https://pertamina.com>)

2.5.2 Propilena (Bahan Baku)

Adapun spesifikasi propilena dapat dilihat pada Tabel 2.6

Tabel 2.6 Spesifikasi Bahan Baku Propilena

| No. | Bahan | Satuan | Spesifikasi Pemasaran | Metode Tes |
|-----|---|-----------|-----------------------|-------------------------|
| 1. | <i>Propilene</i> | % (vol) | > 99.40 | ASTM D-2163 |
| 2. | Propana | % (vol) | < 0.6 | ASTM D-2163 |
| 3. | <i>Etilene</i> | ppm (vol) | < 50 | ASTM D-2712 |
| 4. | Etana | ppm (vol) | < 100 | ASTM D-2163 |
| 5. | Metil Asetilen + Propadin | ppm (vol) | < 3 | ASTM D-2712 |
| 6. | Asetilen | ppm (vol) | < 1 | ASTM D-2712 |
| 7. | Karbon Monoksida | ppm (vol) | < 0.2 | ASTM D-2504 |
| 8. | Karbondioksida | ppm (vol) | < 2 | ASTM D-2505 |
| 9. | Total Sulfur | ppm (wt) | < 1 | GC-FPD |
| 10. | Oksigen | ppm (vol) | < 2 | O ₂ Analyzer |
| 11. | Air | ppm (vol) | < 5 | <i>Dew Point Meter</i> |
| 12. | Hidrokarbon Teroksigenasi Total dalam Alkohol | ppm (wt) | < 10 | ASTM D-4864 |
| 13. | C ₄ S | ppm (vol) | < 1 | ASTM D-2163 |
| 14. | Butadin | ppm (vol) | < 1 | ASTM D-2163 |
| 15. | Arsen | ppm (wt) | < 0.15 | Spektrofotometri |

(Sumber : Chandra Asri PC, 2013)

2.5.3 Isopropil Benzena (Produk)

Adapun spesifikasi isopropil benzena dapat dilihat pada Tabel 2.7

Tabel 2.7 Spesifikasi Produk isopropil benzena

| No. | Bahan | Satuan | Spesifikasi | Metode Tes |
|-----|--|--------|-------------|--------------|
| 1. | <i>Isoprophyle Benzene</i> (Kumena) | % (wt) | 99.9 | 81-140 |
| 2. | <i>Benzene</i> | ppm | 10 | 81-140 |
| 3. | Etil Benzen | ppm | 300 | 81-140 |
| 4. | n-Propil Benzen | ppm | 500 | 81-140 |
| 5. | Indeks Warna | Hazen | 10 | DIN ISO 6271 |
| 6. | Index Bromin | mg/ml | 50/100 | 81-11 |
| 7. | Alfa Metil Stiren | ppm | 10 | 81-140 |

(Sumber :Domo Chemicals, 2023).

2.6 Tinjauan Thermodinamika

Tinjauan secara termodinamika di tujukan untuk mengetahui sifat reaksi yaitu eksotermis atau endotermis dan arah reaksi *reversible* atau *irreversible*. Untuk menentukan reaksi eksotermis atau endotermis panas reaksi dapat di hitung dengan pehitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 25^\circ \text{ C}$. Harga ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.8.

Pembentukan isopropil benzena merupakan reaksi homogen dalam fasa cair menggunakan bantuan dari katalis.

Tabel 2.8 Harga ΔH_f° da ΔG_f° masing-masing komponen

| No. | Komponen | ΔH_f° , KJ/mol | ΔG_f° , KJ/mol |
|-----|---------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| 1. | C_6H_6 | 82.9 | 129.665 |
| 2. | C_3H_6 | 53.3 | 62.205 |
| 3. | C_9H_{12} | 4.00 | 137.100 |

(Sumber : Yaws, 2003)

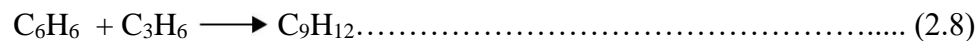
Tabel 2.9 Nilai Cp untuk masing masing komponen gas

| NO | Komponen | Cp Gas (Kj/Kmol K) =A+BT+CT ² +DT ³ +ET ⁴ | | | | |
|----|--------------------------------|--|---------|-------------|------------|-------------|
| | | A | B | C | D | E |
| 1. | C ₆ H ₆ | -31,368 | 0,47460 | -3,1137E-04 | 8,524E-08 | -5,0524E-12 |
| 2. | C ₃ H ₆ | 21,172 | 0,06311 | 2,9197E-04 | -3,271E-07 | 9,9730E-11 |
| 3. | C ₉ H ₁₂ | 10,149 | 0,51138 | -1,7703E-05 | -2,261E-07 | 8,8002E-11 |

(Sumber: Yaws, 2003)

1. Reaksi alkilasi benzena dan propilena menjadi isopropil benzena.

Reaksi pada tekanan 1 atm dengan suhu 25°C (298 K)



$$\Delta H_{(298\text{ K})} = \sum \Delta H^\circ f_{(produk)} - \sum \Delta H^\circ f_{(Reaktan)} \dots \dots \dots (2.9)$$

$$= (\Delta H^\circ f_{\text{C}_9\text{H}_{12}}) - (\Delta H^\circ f_{\text{C}_6\text{H}_6} + \Delta H^\circ f_{\text{C}_3\text{H}_6})$$

$$= (4.00) - (82.9 + 53.3) \text{ kJ/mol} = -132.2 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan reaksi di atas, nilai entalpi (ΔH_f) yaitu - 132.2 kJ/mol.

Dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan isopropil benzena adalah reaksi eksotermis atau menghasilkan panas karena bernilai (-), sehingga perlu dilakukan pendinginan pada reaktor.

Karena harga $\Delta H_{f(298\text{ K})}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

2. Menentukan harga ΔH_T (diasumsikan pada kondisi isothermal)

$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2 \dots \dots \dots (2.10)$$

$$\Delta H_1 = \int_{532}^{298} \sum n * C_p * dT \dots \dots \dots (2.11)$$

$$\Delta H_1 = \int_{532}^{298} (1 \times C_p \text{ C}_6\text{H}_6 + 1 \times C_p \text{ C}_3\text{H}_6) dT \dots \dots \dots (2.12)$$

$$\Delta H_1 = - 45424,47 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H_1 = - 45,42447 \text{ Kj/mol}$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{532} \sum n \cdot C_p \cdot dT \dots\dots\dots (2.13)$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{532} (1 \times C_p \text{ C}_9\text{H}_{12}) dT \dots\dots\dots (2.14)$$

$$\Delta H_2 = 456951.86 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H_2 = 456.95186 \text{ Kj/mol}$$

$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2 \dots\dots\dots (2.15)$$

$$\Delta H_T = [(-45,42447 + (-132.2) + 456.95186)]$$

$$\Delta H_T = -45099,72 \text{ Kj/mol}$$

Dari hasil perhitungan di atas, harga ΔH_f° masing-masing reaksi bernilai negatif, maka dapat disimpulkan bahwa kedua reaksi tersebut bersifat eksotermis. Sedangkan reaksi berjalan searah atau bolak-balik dapat diketahui dari harga konstanta kesetimbangan (K), menurut persamaan perubahan energi Gibbs yakni :

$$\Delta G_{f298} = -RT \ln K \dots\dots\dots (2.16)$$

(Sumber: Smith Van Ness,1987).

Dimana :

ΔG_{298} : Energi bebas Gibbs standar suatu reaksi pada 298 K (kJ/mol)

R : Konstanta gas (R = 0,008314 kJ/mol K)

T : *Temperature* (K)

K : Konstanta kesetimbangan reaksi

1. Mencari nilai ΔG_f° 298 K pada reaksi benzena menjadi isopropil benzena

Reaksi utama pada tekanan 1 atm dengan suhu 25°C (298 K)



$$\Delta G_f^\circ 298 \text{ K} = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \dots\dots\dots (2.18)$$

$$= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_9\text{H}_{12}) - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6 + \Delta G_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_6)$$

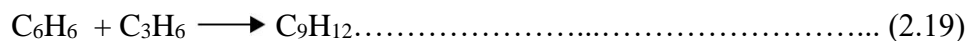
$$= (137.100 \text{ J/kmol}) - (129.665 \text{ J/kmol}) + (61.205 \text{ J/kmol})$$

$$= -53.870 \text{ J/kmol}$$

$$= -53.87 \text{ KJ/mol}$$

2. Mencari nilai K_{298} pada reaksi pembentukan isopropil benzena

Reaksi utama pada tekanan 1 atm dengan suhu 25°C (298 K)



$$\Delta G_f^{\circ} \text{ 298 K} = - R T \ln K \text{ 298} \dots \dots \dots (2.20)$$

$$-53.87 \text{ kJ/mol} = - (0.008314 \text{ kJ/mol K}) \times (298 \text{ K}) \times \ln K \text{ 298}$$

$$-53.87 \text{ kJ/mol} = -2.477572 \text{ kJ/mol} \times \ln K \text{ 298}$$

$$\ln K \text{ 298} = \frac{-53.87 \text{ kJ/mol}}{-2.477572 \text{ kJ/mol}}$$

$$\ln K \text{ 298} = 21.743$$

$$K \text{ 298} = 2.7 \times 10^{11}$$

3. Mencari nilai K_{523} pada reaksi utama.

Reaksi utama pada tekanan 18 atm dengan suhu 275°C (523K)



$$\ln \frac{K_{(523 \text{ K})}}{K_{(298 \text{ K})}} = \left(\frac{-\Delta H_f(298 \text{ K})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{(523 \text{ K})}} - \frac{1}{T_{(298 \text{ K})}} \right) \dots \dots \dots (2.22)$$

$$\ln \frac{K_{(523 \text{ K})}}{K_{(298 \text{ K})}} = \left(\frac{-(-132.2 \text{ KJ/mol})}{(0.008314 \text{ KJ/mol K})} \right) \left(\frac{1}{523 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\frac{K_{(523 \text{ K})}}{K_{(298 \text{ K})}} = 1.1 \times 10^{-10}$$

$$K_{523} = 1.1 \times 10^{-10} \times (2.7 \times 10^{11}) = 29.7$$

Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°) dilakukan untuk menentukan arah reaksi kimia tersebut spontan atau tidak spontan. Jika energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung spontan, sehingga dibutuhkan energi dari luar. Sedangkan energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung spontan, sehingga hanya membutuhkan sedikit energi dari luar. Pada reaksi diatas menunjukkan arah reaksi spontan karena energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai -53,87 KJ/mol dan negatif (-). Nilai K memberikan gambaran terkait arah reaksi, dimana semakin besar nilai K maka arah reaksi akan ke produk searah (*reversible*). Berdasarkan perhitungan didapat nilai K bernilai 29.7.

2.7 Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan isopropil benzena menggunakan proses alkilasi merupakan reaksi katalitik dengan menggunakan katalis Asam Fosfat *kiselguhr*. Katalis yang digunakan merupakan katalis heterogen, artinya fase katalis berbeda dengan fasa reaktan yang masuk. Jika ditinjau dari kinetika reaksinya, kecepatan reaksi pembentukan isopropil benzena dari benzena dan propilena akan semakin membesar dengan kenaikan suhu. Sesuai dengan persamaan *Arrchenius*.

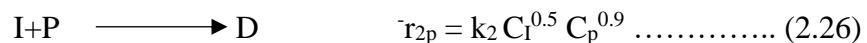
$$k = A \cdot e^{-E_a/RT} \dots\dots\dots (2.23)$$

$$\ln k = \ln A - E_a / RT \dots\dots\dots (2.24)$$

Dimana:

- k = konstanta kecepatan reaksi
- A = faktor frekuensi tumbukan
- E_a = energi aktivasi
- R = konstanta gas
- T = suhu

Dari persamaan diatas, harga A, E_a dan R konstan. Sehingga harga konstanta kecepatan reaksi (k) hanya dipengaruhi oleh suhu, dimana dengan kenaikan suhu maka kecepatan reaksinya akan semakin besar.



Dari *Dettwiler* diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi (k) untuk reaksi pembentukan *isoprophyle benzene* adalah :

$$K_1 = 3,5 \times 10^4 \exp\left(\frac{-24,90}{RT}\right) \text{ mol/g cat.s} \dots\dots\dots (2.27)$$

$$K_2 = 2,9 \times 10^6 \exp\left(\frac{-35,08}{RT}\right) \text{ mol/g cat.s} \dots\dots\dots (2.28)$$

Dimana :

T dalam satuan kelvin

B = benzena

P = propilena

I = isopropil benzena

D = diisopropil benzena

Dimana faktor yang dapat mempengaruhi kecepatan reaksi adalah :

1. Suhu

Semakin tinggi suhu, maka harga k akan semakin besar sehingga reaksi berjalan semakin cepat.

2. Katalis

Adanya katalis dalam reaksi akan menurunkan energi aktivasi, sehingga akan menyebabkan harga konstanta kecepatan reaksi naik, sehingga reaksi akan berjalan lebih cepat.

BAB III

NERACA MASSA

3.1 Neraca Massa

Neraca massa merupakan suatu perhitungan yang tepat dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan bahan yang keluar dalam waktu tertentu. Pernyataan tersebut didasari oleh hukum kekekalan massa. Hukum kekekalan massa atau dikenal juga sebagai hukum *Lomonosov-Lavoisier* adalah suatu hukum yang menyatakan massa dari suatu sistem tertutup akan konstan meskipun terjadi berbagai macam proses didalam sistem tersebut. Pernyataan yang umum digunakan untuk menyatakan hukum kekekalan massa adalah massa dapat berubah bentuk tetapi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan. Untuk suatu proses kimiawi dalam suatu sistem tertutup, massa dari reaktan harus sama dengan massa produk (Alan, 2011).

Hal seperti ini tidak berlaku bagi proses yang menyangkut reaksi-reaksi inti karena pada reaksi inti terjadi pemusnahan massa. Di dalam industri kimia proses dapat dilaksanakan secara bertahap (*batch*) dan secara berkesinambungan (*continue*). Proses *batch* yaitu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan sekali dalam selang waktu tertentu. Sedangkan proses kontinyu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan secara terus-menerus dengan laju tertentu.

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

$$[\text{Massa masuk}] = [\text{Massa keluar}] + [\text{Akumulasi massa}]$$
$$F_s = N_s - N_s \dots\dots\dots(3.1)$$

Dimana :

F_s = Laju molar komponen S

N_s = Laju alir massa komponen S

Persamaan ini dapat diterapkan pada proses kontinyu dengan berdasarkan pada interval waktu tentu. Jika bahan yang masuk atau keluar berupa campuran beberapa komponen, maka neraca massa dibuat untuk massa keseluruhan dan untuk masing-masing komponen. Proses dalam keadaan mantap (*steady*) adalah proses dimana semua laju aliran dan komposisi yang masuk dan keluar tetap (tidak tergantung pada waktu). Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan-persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui. Pada keadaan seperti ini jumlah massa yang terakumulasi yang tetap (laju akumulasi =0) dan tidak turut diperhitungan, sehingga persamaan 3.1 diatas dapat disederhanakan menjadi:

$$N^{in} = N^{out} \dots\dots\dots(3.2)$$

Dimana :

N^{in} = Laju alir assa komponen S masuk

N^{out} = Laju alir massa komponen S keluar

3.1.1 Langkah-Langkah Membuat Neraca Massa

Langkah-langkah dalam menyelesaikan persoalan neraca massa adalah sebagai berikut:

1. Memilih atau menentukan basis perhitungan
2. Menggambarkan diagram proses
3. Jika tidak terjadi reaksi kimia, penyelesaian soal bukan didasarkan atas unsur yang ada tetapi atas dasar senyawa
4. Jika tidak melibatkan reaksi kimia, memakai satuan massa dan jika ada reaksi kimia memakai satuan mol
5. Jika terjadi reaksi kimia dihitung atas dasar unsur
6. Jumlah persamaan neraca massa yang dibuat adalah jumlah besaran yang tidak diketahui tidak boleh melebihi jumlah persamaan neraca massa *independent*.

3.2 Hasil Perhitungan Neraca Massa

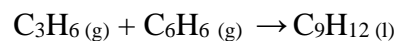
Perhitungan Neraca Massa pada prarancangan pabrik Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena adalah sebagai berikut:

| | |
|---------------------------|--|
| Produk | : Isopropil Benzena |
| Basis Perhitungan | : 1 jam operasi |
| Satuan Operasi | : Kg/jam |
| Waktu Operasi | : 24 Jam |
| Kapasitas Produksi | : 25.000 Ton/tahun |
| Waktu kerja pertahun | : 330 hari |
| Kapasitas Produksi perjam | : $25.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$ |
| | : 3.156,56 kg/jam |

Kemurnian Bahan Baku:

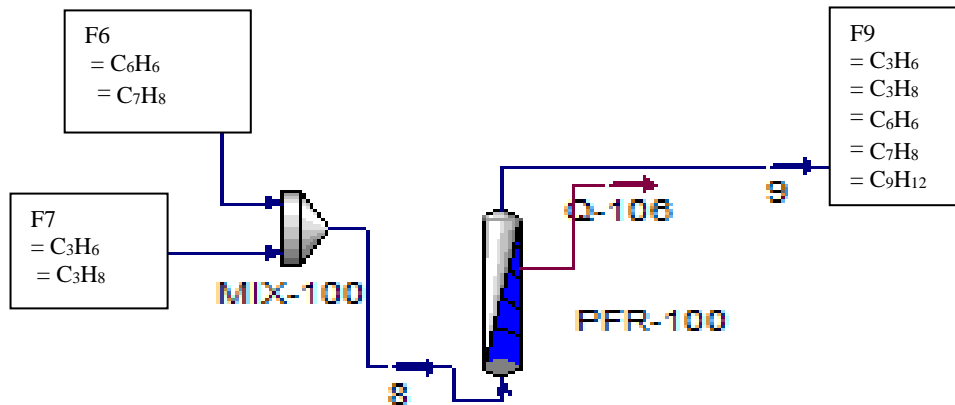
1. C_3H_6 (Propilena) : 99,40% (PT. Chandra Asih *Petrochemical*)
2. Impurities C_3H_6 (Propana) : 0,6 %
3. C_6H_6 (Benzena) : 99,99% (PT. Pertamina RU IV)
4. Impurities C_7H_8 (Toluena) : 0,01%
5. Kemurnian Produk (IspB) : 99%
6. Konversi : 95%

Reaksi pembentukan Isopropil Benzena



3.2.1. Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-201)

Reaktor merupakan sebuah alat di industri yang berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi. Pada prarancangan pabrik ini reaksi terjadi antara benzena dengan propilena sehingga menghasilkan isopropil benzena yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya. Dapat dilihat pada Gambar 3.1



Gambar 3.1 Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)

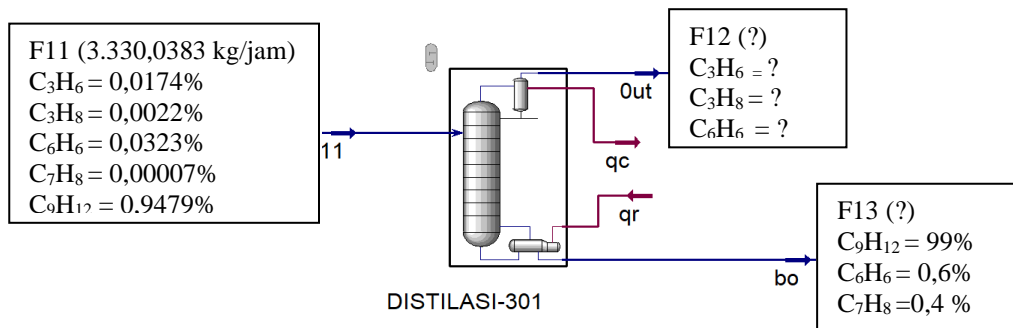
Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa yang terdapat pada (LA-2 s/d LA-5) didapatkan neraca massa total pada Reaktor (R-201) pada Tabel 3.1

Tabel 3.1 Neraca Massa Pada Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|---|----------------|------------|-----------------|
| | F6 | F7 | F9 |
| | F8 | | |
| Propilena (C ₃ H ₆) | | 1.163,2216 | 58,1611 |
| Propana (C ₃ H ₈) | | 7,3568 | 7,3568 |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 2.159,2025 | | 107,7000 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,2547 | | 0,2547 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | | | 3.156,5656 |
| Subtotal | 2.159,4573 | 1.170,5785 | 3.330,0338 |
| TOTAL | 3.330,0383 | | 3.330,0338 |

3.2.2 Distilasi (D-301)

Distilasi (D-301) adalah alat yang digunakan untuk memisahkan isopropil benzena dari campuran yang terkandung didalamnya. Dapat dilihat pada Gambar 3.2



Gambar 3.2 Distilasi (D-301)

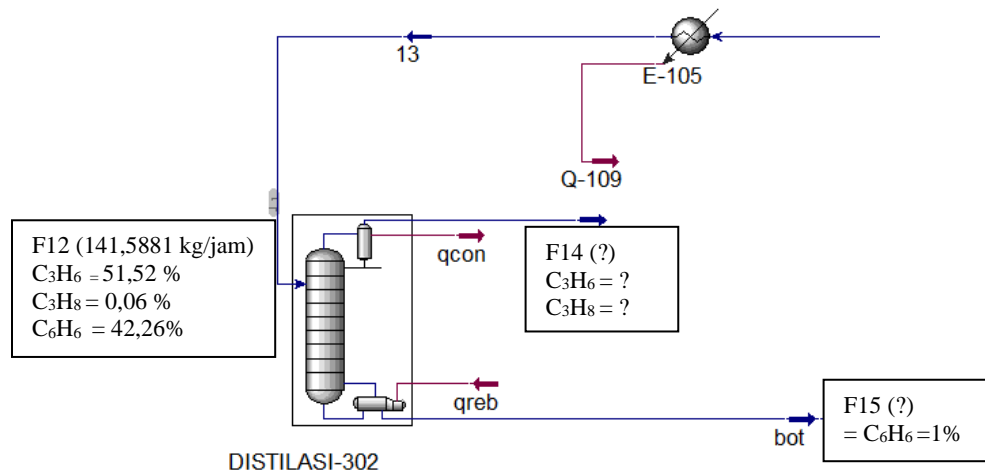
Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa pada (LA-5 s/d LA-9) didapatkan neraca massa total pada Distilasi (D-301) pada Tabel 3.2

Tabel 3.2 Neraca Massa Distilasi (D-301)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|---|-------------------|-------------------|------------|
| | F11 | F12 | F13 |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 58,1610 | 58,1610 | |
| Propana (C ₃ H ₈) | 7,3568 | 7,3568 | |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 107,7000 | 88,5693 | 19,1307 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,2547 | | 0,2547 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 3.156,5656 | | 3.156,5657 |
| Subtotal | 3.330,0338 | 154,0871 | 3.175,9467 |
| TOTAL | 3.330,0338 | 3.330,0338 | |

3.2.3 Distilasi (D-302)

Distilasi (D-321) adalah alat yang digunakan untuk memisahkan hasil distilat dari distilasi (D-301) yaitu propilena, propana dan benzena. Benzena tersebut akan di *recycle* ke reaktor (R-201). Dapat dilihat pada Gambar 3.3



Gambar 3.3 Distilasi (D-302)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa pada (LA-9 s/d LA-11) didapatkan neraca massa total pada Distilasi (D-301) pada Tabel 3.3

Tabel 3.3 Neraca Massa Distilasi (D-302)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|--|----------------|-----------------|---------|
| | F12 | F14 | F15 |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 58,1610 | 58,1610 | |
| Propana (C ₃ H ₈) | 7,3568 | 7,3568 | |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 88,5693 | | 88,5693 |
| Subtotal | 154,0871 | 65,5178 | 88,5693 |
| TOTAL | 154,0871 | 154,0871 | |

Neraca massa pada bahan baku yang *direcycle* adalah:

Aliran *recycle* harus di injeksikan dengan aliran utama bahan baku maka didapatkan massa bahan baku yang sebenarnya.

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Benzena} &= \text{massa awal} - \text{massa } \textit{recycle} \\
 &= 2.159,2025 \text{ kg/jam} - 88,5693 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.070,633 \text{ kg/Jam}
 \end{aligned}$$

BAB IV

NERACA ENERGI

4.1 Neraca Energi

Neraca energi adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam sebuah sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika yang menyatakan kekekalan energi yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat hanya dapat diubah bentuknya.

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara energi masuk dan energi keluar suatu sistem yang berdasarkan pada satuan waktu operasi. Perumusan neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu sistem dapat berupa berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk satu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen).

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara panas masuk dengan panas keluar dari suatu sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika. Hukum pertama ini menyatakan kekekalan energi, yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat, hanya dapat diubah bentuknya. Perumusan dari neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa, yaitu:

$$E = E_i - E_o \dots\dots\dots (4.1)$$

Dimana:

E = Akumulasi panas

E_i = Panas masuk

E_o = Panas keluar

Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan 3.3 di atas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue, 1982):

$$E_i = E_o \dots\dots\dots (4.2)$$

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

1. *Enthalpy* (H)

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

2. Kapasitas Panas (Cp)

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

3. Panas Reaksi dan Panas Standar

Panas reaksi dan panas standar merupakan perubahan *enthalpy* sebelum dan setelah reaksi terjadi. Panas reaksi standar terjadi pada tekanan 1 atm dan temperatur 25°C.

4. Panas Pembentukan Standar

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

5. Panas *Sensible*

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

6. Panas Laten

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

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

Temperatur referensi : 25°C

Basis perhitungan : 1 jam

Satuan operasi energi : kilo kalori (kcal)

Menurut Reklaitis, 1983 jumlah panas masuk dan jumlah bahan panas keluar suatu peralatan proses dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \dots\dots\dots 4.3$$

Di mana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan, kkal/kg^oC

m = Massa, kkal/jam

C_p = Panas spesifik, kkal/kg^oC

Δt = Perubahan temperatur bahan, ^oC

Suatu neraca energi memiliki persamaan:

1. Untuk persamaan *unsteady state*

(Energi masuk) – (Energi keluar) + (Energi panas di tambahi kesistem (kerja dilakukan system) = (Energi terakumulasi) 4.4

2. Untuk persamaan *steady state*

(Energi masuk) – (Energi keluar) = (Energi terakumulasi) 4.5

3. Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan diatas menjadi lebu sederhana, yaitu (Himmelblue,1982)

$E_i = E_o$ 4.6

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar pada suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan dibawah ini menurut Reklaitis,1993:

$Q = M \cdot C_p \cdot \Delta t$ 4.7

Dimana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan (kJ/jam)

m = Massa (kg/jam)

C_p = Panas spesifik (kJ/kmol.K)

Δt = Perubahan temperatur (K)

4.2 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *steady state*. Laju alir panas dihitung untuk setiap 1 jam.

4.2.1 Vaporizer (V-101)

Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada Vaporizer (V-101)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F1 (kJ/jam) | Cp Aliran Keluar F3 (kJ/jam) |
|-------------------|--|---|
| Q masuk | 22.032,5989 | - |
| Q keluar | - | 169.740,9174 |
| Q penguapan | - | 830.044,7893 |
| Q <i>supply</i> | 1.029.213,7978 | - |
| Q <i>Loss</i> | - | 51.460,6899 |
| Total | 1.051.246,3966 | 1.051.246,3966 |

4.2.2 Vaporizer (V-102)

Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada Vaporizer (V-102)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F2 (kJ/jam) | Cp Aliran Keluar F4 (kJ/jam) |
|-------------------|--|---|
| Q masuk | 13.454,7578 | - |
| Q keluar | - | 114.678,5740 |
| Q penguapan | - | 322.758,9786 |
| Q <i>supply</i> | 446.297,6787 | - |
| Q <i>Loss</i> | - | 22.314,8839 |
| Total | 459.752.4365 | 459.752.4365 |

4.2.3 Heat Exchanger (HE-101)

Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada Heat Exchanger (HE-101)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F5 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F7 (kJ/Jam) |
|-------------------|--|---|
| Q <i>in</i> | 169.740,9174 | 0 |
| Q <i>out</i> | 0 | 834.891,7638 |
| Q <i>supply</i> | 700.158,7856 | 0 |
| Q <i>loss</i> | 0 | 35.007,9393 |
| Total | 869.935,9578 | 869.935,9578 |

4.2.4 Heat Exchanger (HE-102)

Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada *Heat Exchanger* (HE-102)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F6 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F8 (kJ/Jam) |
|-------------------|--|---|
| <i>Q in</i> | 114.678,5693 | 0 |
| <i>Q out</i> | 0 | 6.111.570,0887 |
| <i>Q supply</i> | 6.312.517,3889 | 0 |
| <i>Q loss</i> | 0 | 315.625,8694 |
| Total | 6.427.195,9582 | 6.427.195,9582 |

4.2.5 Kompresor (K-101)

Tabel 4.5 Neraca Energi Total pada Kompresor (K-101)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F7 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F9 (kJ/Jam) |
|-------------------|--|---|
| <i>Q in</i> | 834.891,7638 | 0 |
| <i>Q out</i> | 0 | 835.924,9501 |
| <i>Q supply</i> | 1.087,5646 | 0 |
| <i>Q loss</i> | 0 | 54,3782 |
| Total | 835.979,3284 | 835.979,3284 |

4.2.6 Kompresor (K-102)

Tabel 4.6 Neraca Energi Total pada Kompresor (K-102)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F8 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F10 (kJ/Jam) |
|-------------------|--|--|
| <i>Q in</i> | 546.873,8891 | 0 |
| <i>Q out</i> | 0 | 1.353.337,7308 |
| <i>Q supply</i> | 848.909,3070 | 0 |
| <i>Q loss</i> | 0 | 42.445,4653 |
| Total | 1.395.783,1961 | 1.395.783,1961 |

4.2.7 Reaktor (PFR-201)

Tabel 4.7 Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-201)

| Komponen | Aliran Panas masuk F10 (kJ/jam) | Aliran Panas keluar F12 (kJ/jam) |
|--------------------------------|--|---|
| C ₆ H ₆ | 835.821,7544 | 50.625,5308 |
| C ₇ H ₈ | 1.030,5207 | 124,8847 |
| C ₃ H ₆ | 551.713,7856 | 33.466,2623 |
| C ₃ H ₈ | 4.110,2990 | 4.960,2588 |
| C ₉ H ₁₂ | 0 | 1.676.735,5255 |
| Q reaksi | 9.345.601,3590 | 0 |
| Q serap | 0 | 8.972.365,2567 |
| Total | 10.738.277,7187 | 10.738.277,7187 |

4.2.8 Ekspander (EXP-201)

Tabel 4.8 Neraca Energi Total Ekspander (EXP-201)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F12 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F13 (kJ/Jam) |
|-------------------|---|--|
| <i>Q in</i> | 1.765.912,4620 | 0 |
| <i>Q out</i> | 0 | 1.412.291,8906 |
| <i>Q supply</i> | -372.232,1805 | 0 |
| <i>Q loss</i> | 0 | -18.611,6090 |
| Total | 1.393.680,2816 | 1.393.680,2816 |

4.2.9 Cooler (CO-201)

Tabel 4.9 Neraca Energi Total Cooler (CO-201)

| Komponen | Cp Aliran Masuk F13 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F14 (kJ/Jam) |
|-------------------------------|---|--|
| C ₆ H ₆ | 20.513,4238 | 18.139,9182 |
| C ₇ H ₈ | 13.583,7313 | 13.375,2339 |
| C ₃ H ₆ | 50,9347 | 41,1721 |

| | | |
|--------------------------------|---------------------|---------------------|
| C ₃ H ₈ | 2.056,6485 | 2.108,0825 |
| C ₉ H ₁₂ | 690.727,6215 | 537.902,0272 |
| Q | - | 155.365,9261 |
| Total | 726.932,3598 | 726.932,3598 |

4.2.10 Destilasi (MD-301)

Tabel 4.10 Neraca Energi Total Destilasi (MD-301)

| Komponen | Cp Aliran Masuk F15 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F16 (kJ/Jam) |
|--------------------------------|---|--|
| C ₆ H ₆ | 18.139,9182 | 10.243,9154 |
| C ₇ H ₈ | 41,1721 | 40,9517 |
| C ₃ H ₆ | 13.375,2338 | 26.982,4420 |
| C ₃ H ₈ | 2.108,0825 | 511,2417 |
| C ₉ H ₁₂ | 537.902,0272 | 569.104,3372 |
| Q kondensor | - | 519.989,8278 |
| Q reboiler | 535.297,2820 | - |
| Total | 1.106.863,7157 | 1.106.863,7157 |

4.2.11 Cooler (CO-304)

Tabel 4.11 Neraca Energi Total Cooler (CO-304)

| Komponen | Cp Aliran Masuk F16 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F17 (kJ/Jam) |
|--------------------------------|---|--|
| C ₆ H ₆ | 1.674,7686 | 169,3544 |
| C ₇ H ₈ | 40,9517 | 2,1820 |
| C ₉ H ₁₂ | 551.716,1376 | 28.682,2076 |
| Q | - | 524.578,1139 |
| Total | 553.431,8579 | 553.431,8579 |

4.2.12 Cooler (CO-303)

Tabel 4.12 Neraca Energi Total Cooler (CO-303)

| Komponen | Cp Aliran Masuk F16 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F18 (kJ/Jam) |
|--------------------------------|---|--|
| C ₃ H ₆ | 7.933,3634 | 642,9904 |
| C ₃ H ₈ | 579,8894 | 47,3699 |
| C ₉ H ₁₂ | 9.755,2036 | 784,0590 |
| Q | - | 16.794,0371 |
| Total | 18.268,4564 | 18.268,4564 |

4.2.13 Destilasi (MD-302)

Tabel 4.13 Neraca Energi Total Destilasi (MD-302)

| Komponen | Cp Aliran Masuk F18 (kJ/Jam) | Cp Aliran Masuk F19 (kJ/Jam) |
|-------------------------------|---|---|
| C ₆ H ₆ | 642,9904 | 241,7427 |
| C ₃ H ₆ | 47,3699 | 189,7914 |
| C ₃ H ₈ | 784,0589 | 8.441,7371 |
| Q kondensor | - | 8.174,3271 |
| Q reboiler | 15.409,0550 | - |
| Total | 16.883,4743 | 16.883,4743 |

4.2.14 Heat Exchanger (HE-301)

Tabel 4.14 Neraca Energi Total Heat Exchanger (HE-301)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk F19 (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar F20 (kJ/Jam) |
|-------------------|---|--|
| Q in | 8.553,4149 | 0 |
| Q out | 0 | 10.574,9540 |
| Q supply | 2.127,9359 | 0 |
| Q loss | 0 | 106,3968 |
| Total | 10.681,3508 | 10.681,3508 |

BAB V

SPEKIFIKASI PERALATAN

Dari hasil perhitungan peralatan pada neraca massa dan energi, maka disusun data spesifikasi peralatan yang akan digunakan pada prarancangan pabrik pembuatan Isopropil Benzena sebagai berikut :

5.1 Tangki Penyimpanan

5.1.1 Bahan Baku Benzena (T-101)

| | |
|---------------------|---|
| Fungsi | : Untuk menyimpan bahan baku Benzena dalam dalam fasa cair. |
| Kode | : T-101 |
| Jenis | : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i> |
| Kondisi penyimpanan | : cair |
| Suhu | : 30 °C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Diameter tangki | : 7,5253 m |
| Volume | : 502,2489 m ³ |
| Tinggi tangki | : 13,1692 m |
| Jumlah | : 1 unit |

5.1.2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Propilena (T-102)

| | |
|---------------------|---|
| Fungsi | : Untuk menyimpan bahan baku Propilena dalam dalam fasa cair. |
| Kode | : T-102 |
| Jenis | : Silinder vertikal dengan tutup <i>ellipsoidal</i> |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade A</i> |
| Kondisi penyimpanan | : Cair |
| Suhu | : 30 °C |
| Tekanan | : 13 atm |
| Diameter tangki | : 6,9158 m |

Volume : 389,8431 m³
 Tinggi tangki : 12,1027 m
 Jumlah : 1 unit

5.1.3 Tangki Penyimpanan Produk Isopropil Benzena (T-301)

Fungsi : Untuk menyimpan produk Isopropil Benzena dalam fasa cair.
 Kode : T-301
 Jenis : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*
 Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-283 Grade S*
 Kondisi penyimpanan : Cair
 Suhu : 30 °C
 Tekanan : 1 atm
 Diameter tangki : 8,6006 m
 Volume : 749,7892 m³
 Tinggi tangki : 15,0510 m
 Jumlah : 1 unit

5.2 Pompa

5.2.1 Pompa (P-101)

Nama : Pompa
 Kode : P-101
 Fungsi : Menaikkan Tekanan Benzena Keluaran Tangki (T-101) menuju ke Vaporizer (V-102) dari tekanan 1 atm menjadi 9 atm.
 Jumlah pompa : 2 unit (1 *ready* 1 *stand by*)
 Bahan Konstruksi : *Carbon Stell (austenitic)* AISI tipe 316
 Tipe/jenis pompa : *Centrifugal Pump*
Spesifikasi pompa
 Efisiensi pompa : 75 %
 Power pompa : 4,88 hp/3,64 kW

Kondisi Operasi

| | | |
|-------------------------|---|----------------------------|
| Laju Alir | : | 2.159,46 kg/jam |
| | : | Tekanan, P1 = 1 atm |
| Discharge | : | Tekanan, P2 = 9 atm |
| Nominal pipe size (NPS) | : | 4 in |
| Schedule number (Sch) | : | 40 |
| Inside Diameter (ID) | : | 4,026 in |
| Outside Diameter (OD) | : | 4,5 in |
| Densitas | : | 866,7867 kg/m ³ |

5.2.2 Pompa (P-102)

| | | |
|------------------|---|---|
| Nama | : | Pompa |
| Kode | : | P-102 |
| Fungsi | : | Menaikkan Tekanan Propilena Keluaran Tangki (T-102) menuju ke Vaporizer (V-102) dari tekanan 13 atm menjadi 15 atm. |
| Jumlah pompa | : | 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>) |
| Bahan Konstruksi | : | <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Tipe/jenis pompa | : | <i>Centrifugal Pump</i> |

Spesifikasi pompa

| | | |
|-----------------|---|-----------------|
| Efisiensi pompa | : | 75 % |
| Power pompa | : | 0,94 hp/0,71 kW |

Kondisi Operasi

| | | |
|-------------------------|---|----------------------|
| Laju Alir | : | 1.170,58 kg/jam |
| Suction | : | Tekanan, P1 = 13 atm |
| Discharge | : | Tekanan, P2 = 15 atm |
| Nominal pipe size (NPS) | : | 4 in |
| Schedule number (Sch) | : | 40 |

| | | |
|-----------------------|---|----------------------------|
| Inside Diameter (ID) | : | 4,026 in |
| Outside Diameter (OD) | : | 4,5 in |
| Densitas | : | 605,3425 kg/m ³ |

5.2.3 Pompa (P-301)

| | | |
|------------------|---|--|
| Nama | : | Pompa |
| Kode | : | P-301 |
| Fungsi | : | Menaikkan Tekanan produk isopropil benzena dari 1 atm menjadi 1,2 atm menuju tangki produk (T-301) |
| Jumlah pompa | : | 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>) |
| Bahan Konstruksi | : | <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Tipe/jenis pompa | : | <i>Centrifugal Pump</i> |

Spesifikasi pompa

| | | |
|-----------------|---|-----------------|
| Efisiensi pompa | : | 75 % |
| Power pompa | : | 0,25 hp/0,18 kW |

Kondisi Operasi

| | | |
|-------------------------|---|----------------------------|
| Laju Alir | : | 3.175,95 kg/jam |
| Suction | : | Tekanan, P1 = 1 atm |
| Discharge | : | Tekanan, P2 = 1,2 atm |
| Nominal pipe size (NPS) | : | 5 in |
| Schedule number (Sch) | : | 40 |
| Inside Diameter (ID) | : | 5,047 in |
| Outside Diameter (OD) | : | 5,563 in |
| Densitas | : | 618,9362 kg/m ³ |

5.2.4 Pompa (P-302)

| | | |
|------------------|---|---|
| Nama | : | Pompa |
| Kode | : | P-302 |
| Fungsi | : | Menaikkan Tekanan bahan baku benzena recycle untuk masuk ke <i>cooler</i> (C-304) dari tekanan 1 atm menjadi 1,2 atm. |
| Jumlah pompa | : | 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>) |
| Bahan Konstruksi | : | <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Tipe/jenis pompa | : | <i>Centrifugal Pump</i> |

Spesifikasi pompa

| | | |
|-----------------|---|--------------------|
| Efisiensi pompa | : | 75 % |
| Power pompa | : | 0,0071 hp/0,052 kW |

Kondisi Operasi

| | | |
|-------------------------|---|----------------------------|
| Laju Alir | : | 88,5693 kg/jam |
| Suction | : | Tekanan, P1 = 1 atm |
| Discharge | : | Tekanan, P2 = 1,2 atm |
| Nominal pipe size (NPS) | : | 1,25 in |
| Schedule number (Sch) | : | 40 |
| Inside Diameter (ID) | : | 1,38 in |
| Outside Diameter (OD) | : | 1,66 in |
| Densitas | : | 609,8430 kg/m ³ |

5.3 Vaporizer

5.3.1 Vaporizer (V-101)

| | | |
|--------|---|---|
| Nama | : | <i>Vaporizer</i> |
| Kode | : | V-101 |
| Fungsi | : | Menaikkan suhu benzena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30°C menjadi 90°C. |

Jumlah unit : 1 unit
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-51670*
 Tipe/jenis HE : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

IPS : 8 in
 Sch No. 40
 OD : 8,625 in
 ID : 7,981 in

Inner Pipe :

IPS : 6 in
 Sch No. 40
 OD : 6,625
 ID : 6,065 in
 Jumlah *Hairpin* : 2 Buah
 Panjang 1 Pipa : 12 ft

Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*
 : suhu Masuk, T_1 = 316,8 °C = 602,24 °F
 : suhu keluar, T_2 = 303,4 °C = 578,12 °F
 Fluida Dingin : Benzena
 : suhu masuk, t_1 = 30,76 °C = 87,36 °F
 : suhu keluar, t_2 = 90 °C = 194 °F

5.3.2 Vaporizer (V-102)

Nama : *Vaporizer*
 Kode : V-102
 Fungsi : Menaikkan suhu propilena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30 °C menjadi 90 °C.
 Jumlah unit : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-51670*

Tipe/jenis HE : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

IPS : 8 in

Sch No. 40

OD : 8,625 in

ID : 7,981 in

Inner Pipe :

IPS : 6 in

Sch No. 40

OD : 6,625

ID : 6,065 in

Jumlah *Hairpin* : 3 Buah

Panjang 1 Pipa : 12 ft

Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*

: Suhu Masuk, T_1 = 316,8 °C = 602,24 °F

suhu keluar, T_2 = 284,6 °C = 544,28 °F

Fluida Dingin : Propilena

: suhu masuk, t_1 = 30,19 °C = 86,34 °F

suhu keluar, t_2 = 90 °C = 194 °F

5.4 *Heat Exchanger*

5.4.1 *Heat Exchanger (HE-101)*

Nama : *Heat Exchanger*

Kode : HE-101

Fungsi : Menaikkan suhu benzena dari 90°C menjadi 278 °C sebelum memasuki reaktor (R-201).

Jumlah unit : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-51670*

Tipe/jenis HE : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

IPS : 8 in

Sch No. 40

OD : 8,625 in

ID : 7,981 in

Inner Pipe :

IPS : 6 in

Sch No. 40

OD : 6,625

ID : 6,065 in

Jumlah *Hairpin* : 4 Buah

Panjang 1 Pipa : 12 ft

Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*

: Suhu Masuk, $T_1 = 400\text{ }^\circ\text{C} = 752\text{ }^\circ\text{F}$

suhu keluar, $T_2 = 316,8\text{ }^\circ\text{C} = 602,24\text{ }^\circ\text{F}$

Fluida Dingin : Benzena

: suhu masuk, $t_1 = 90\text{ }^\circ\text{C} = 194\text{ }^\circ\text{F}$

suhu keluar, $t_2 = 278,15\text{ }^\circ\text{C} = 537,7\text{ }^\circ\text{F}$

5.4.2 *Heat Exchanger (HE-301)*

Nama : *Heat Exchanger*

Kode : HE-301
 Fungsi : Menaikkan suhu benzena *recycle* dari 77°C menjadi 90°C.
 Jumlah unit : 1 unit
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-51670*

Tipe/jenis HE : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

IPS : 8 in
 Sch No. 40
 OD : 8,625 in
 ID : 7,981 in

Inner Pipe :

IPS : 6 in
 Sch No. 40
 OD : 6,625
 ID : 6,065 in
 Jumlah *Hairpin* : 1 Buah
 Panjang 1 Pipa : 12 ft

Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*
 : Suhu Masuk, $T_1 = 400\text{ }^\circ\text{C} = 752\text{ }^\circ\text{F}$
 : suhu keluar, $T_2 = 316,4\text{ }^\circ\text{C} = 601,52\text{ }^\circ\text{F}$
 Fluida Dingin : Benzena
 : suhu masuk, $t_1 = 77,97\text{ }^\circ\text{C} = 172,34\text{ }^\circ\text{F}$
 : suhu keluar, $t_2 = 90\text{ }^\circ\text{C} = 194\text{ }^\circ\text{F}$

5.5 Kompresor

5.5.1 Kompresor (K-101)

| | |
|------------------|---|
| Nama | : Kompresor |
| Kode | : K-101 |
| Fungsi | : Menaikkan tekanan benzena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) dari 9 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Bentuk/Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Dimensi | : Efisiensi Kompresor = 75% |
| | Daya Blower = 24.355,28 hp |
| | Daya Pompa = 7,6472 hp |
| | <i>P actual</i> = 10,1963 hp |
| Kondisi Operasi | : Tekanan Masuk = 9 atm |
| | Tekanan Keluar = 18 atm |
| | Laju alir = 2.159,46 kg/jam |
| | Massa Jenis, ρ masuk = 16,5665 kg/m ³ |
| Jumlah | : 1 unit |

5.5.2 Kompresor (K-102)

| | |
|------------------|--|
| Nama | : Kompresor |
| Kode | : K-102 |
| Fungsi | : Menaikkan tekanan propilena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) dari 15 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Bentuk/Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Dimensi | : Efisiensi Kompresor = 75% |
| | Daya Blower = 5.118,73 hp |
| | Daya Pompa = 4,8218 hp |
| | <i>P actual</i> = 6,4291 hp |

| | | |
|-----------------|---------------------------|-----------------------------|
| Kondisi Operasi | : Tekanan Masuk | = 15 atm |
| | Tekanan Keluar | = 18 atm |
| | Laju alir | = 1.170,58 kg/jam |
| | Massa Jenis, ρ masuk | = 14,2422 kg/m ³ |
| Jumlah | : 1 unit | |

5.5.3 Kompresor (K-301)

| | | |
|------------------|--|----------------------------|
| Nama | : Kompresor | |
| Kode | : K-301 | |
| Fungsi | : Menaikkan tekanan benzena dan propana keluaran menara distilasi I (MD-301) dari 1 atm menjadi 1,2 atm sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302). | |
| Bentuk/Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> | |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316 | |
| Dimensi | : Efisiensi Kompresor | = 75% |
| | Daya Blower | = 240,5234 hp |
| | Daya Pompa | = 0,2266 hp |
| | P_{actual} | = 0,3021 hp |
| Kondisi Operasi | : Tekanan Masuk | = 1 atm |
| | Tekanan Keluar | = 1,2 atm |
| | Laju alir | = 154,0871 kg/jam |
| | Massa Jenis, ρ masuk | = 2,6598 kg/m ³ |
| Jumlah | : 1 unit | |

5.6 Expander

5.6.1 Expander (EXP-301)

| | |
|-------------|---|
| Nama | : Expander |
| Kode | : Exp-301 |
| Fungsi | : Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor (R-201) dari 18 atm menjadi 1,3 atm. |
| Bentuk/Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |

| | |
|------------------|--|
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon Stell (austenitic)</i> AISI tipe 316 |
| Dimensi | : Efisiensi Kompresor = 75% |
| | Daya Blower = -3.618,09 hp |
| | Daya Pompa = 0,0442 hp |
| | <i>P actual</i> = 0,0590 hp |
| Kondisi Operasi | : Tekanan Masuk = 18 atm |
| | Tekanan Keluar = 1,3 atm |
| | Laju alir = 3.330,03 kg/jam |
| | Massa Jenis, ρ masuk = 319,0822 kg/m ³ |
| Jumlah | : 1 unit |

5.7 *Cooler*

5.7.1 *Cooler (C-301)*

| | |
|------------------|---|
| Nama | <i>Cooler</i> |
| Kode | : C-301 |
| Fungsi | : Menurunkan suhu keluaran reaktor (R-201) untuk menuju Menara distilasi I (MD-301) dari suhu 166,2 °C menjadi 115 °C |
| Jumlah unit | : 1 unit |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon steel SA-51670</i> |

Tipe/jenis HE : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

| | |
|------------|------------|
| IPS | : 8 in |
| Sch No. 40 | |
| OD | : 8,625 in |
| ID | : 7,981 in |

Inner Pipe :

| | |
|------------|--------|
| IPS | : 6 in |
| Sch No. 40 | |

| | | |
|-----------------------|---|----------|
| OD | : | 6,625 |
| ID | : | 6,065 in |
| Jumlah <i>Hairpin</i> | : | 1 Buah |
| Panjang 1 Pipa | : | 12 ft |

Kondisi Operasi

| | | |
|---------------|---|--|
| Fluida Panas | : | Produk reaktor |
| | : | Suhu Masuk, T_1 = 283,9 °C = 543,02 °F |
| | | suhu keluar, T_2 = 115 °C = 239 °F |
| Fluida Dingin | : | Air pendingin |
| | : | suhu masuk, t_1 = 27 °C = 80,6 °F |
| | | suhu keluar, t_2 = 90 °C = 194 °F |

5.7.2 Cooler (C-302)

| | | |
|-------------------------------------|---|---|
| Nama | : | <i>Cooler</i> |
| Kode | : | C-102 |
| Fungsi | : | Menurunkan suhu produk isopropil benzena dari suhu 150 °C menjadi 30 °C sebelum memasuki tangki produk (T-301). |
| Jumlah unit | : | 1 unit |
| Bahan Konstruksi | : | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Tipe/jenis HE | : | <i>4-8 Shell & Tube</i> |
| Spesifikasi Shell & Tube | | |
| Fluida shell side | : | Isopropil Benzena |
| Fluida tube side | : | Air Pendingin |
| Length Tube | : | 16 ft |
| ID Shell | : | 13,25 in |
| OD Tube | : | 0,75 in |
| ID Tube | : | 0,62 in |
| BWG | : | 16 |
| Tube Patern | : | <i>Square</i> |

| | |
|----------------------|---|
| Jumlah Tube | : 64 |
| Pitch | : 1 in |
| Baffles spacing | : 11,25 in |
| Jumlah <i>Passes</i> | : <i>Shell Side = 4 Passes</i> <i>Tube Side = 8 Passes</i> |

Kondisi Operasi

| | |
|---------------|--|
| Fluida Panas | : Isopropil benzena |
| | : Suhu Masuk, $T_1 = 150,9\text{ }^\circ\text{C} = 303,62\text{ }^\circ\text{F}$ suhu keluar, $T_2 = 30\text{ }^\circ\text{C} = 86\text{ }^\circ\text{F}$ |
| Fluida Dingin | : Air pendingin |
| | : suhu masuk, $t_1 = 27\text{ }^\circ\text{C} = 80,6\text{ }^\circ\text{F}$ suhu keluar, $t_2 = 90\text{ }^\circ\text{C} = 194\text{ }^\circ\text{F}$ |

5.7.3 Cooler (C-303)

| | |
|------------------|--|
| Nama | : <i>Cooler</i> |
| Kode | : C-303 |
| Fungsi | : Menurunkan suhu keluaran menara distilasi I (MD-301) dari suhu $147\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $30\text{ }^\circ\text{C}$ sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302). |
| Jumlah unit | : 1 unit |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Tipe/jenis HE | : <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> |

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

| | |
|------------|------------|
| IPS | : 10 in |
| Sch No. 40 | |
| OD | : 10,02 in |
| ID | : 10,75 in |

Inner Pipe :

| | |
|-----|--------|
| IPS | : 8 in |
|-----|--------|

| | |
|-----------------------|------------|
| Sch No. 40 | |
| OD | : 8,625 |
| ID | : 7,981 in |
| Jumlah <i>Hairpin</i> | : 2 Buah |
| Panjang 1 Pipa | : 40 ft |

Kondisi Operasi

| | | |
|---------------|---------------------|---------------------|
| Fluida Panas | : Produk reaktor | |
| | : Suhu Masuk, T_1 | = 113 °C = 235,4 °F |
| | suhu keluar, T_2 | = 30 °C = 86 °F |
| Fluida Dingin | : Air pendingin | |
| | : suhu masuk, t_1 | = 27 °C = 80,6 °F |
| | suhu keluar, t_2 | = 90 °C = 294 °F |

5.8 Menara Distilasi

5.8.1 Menara Destilasi (MD-302)

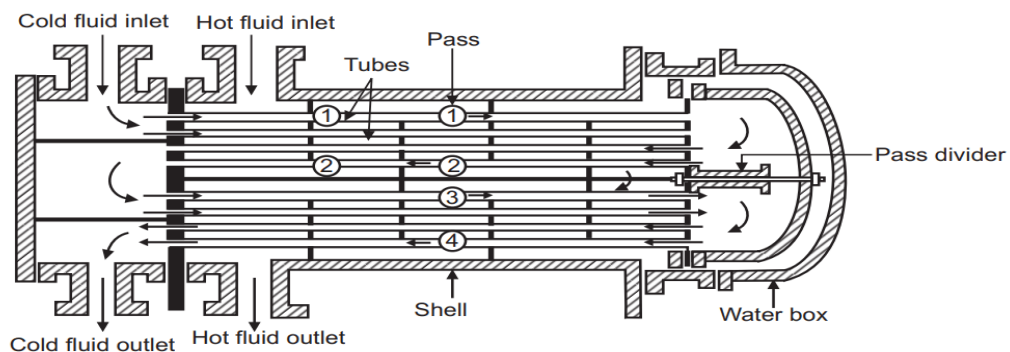
| | |
|-----------------------|--|
| Fungsi | : Memisahkan benzena <i>recycle</i> dengan impuritis berupa propana dan propilena. |
| Jenis | : Menara distilasi <i>tray (plate column)</i> |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i> |
| Diameter <i>Tray</i> | : 1,5 m |
| Diameter Lubang | : 0,005 m |
| <i>Hole Pitch</i> | : 0,0125 |
| Jumlah <i>Hole</i> | : 205 |
| <i>Tray Spacing</i> | : 0,6 m |
| <i>Tray Thickness</i> | : 0,003 m |
| Panjang <i>Weir</i> | : 1,2 m |
| Tinggi <i>Weir</i> | : 0,0012 |
| Jumlah <i>Tray</i> | : 10 Buah |

BAB VI

TUGAS KHUSUS

6.1 *Heat exchanger* (HE-102) (Mhd Akbar Aditya Rahman/190140042)

Heat exchanger adalah alat penukar kalor yang berfungsi untuk mengubah temperatur dan fasa suatu jenis fluida. Proses tersebut terjadi dengan memanfaatkan proses perpindahan kalor dari fluida bersuhu tinggi menuju fluida bersuhu rendah. Sebagai alat untuk penukaran panas dari fluida dengan temperatur tinggi ke fluida dengan temperatur rendah, suatu *heat exchanger* diharapkan mempunyai efektivitas yang tinggi. Secara teoritis kenaikan kecepatan aliran akan menaikkan efektivitas. Namun, hal ini membuat waktu kontak menjadi singkat. Dari hasil penelitian didapat bahwa efektivitas naik seiring dengan kenaikan kecepatan hingga suatu harga tertentu dan kemudian akan turun. Efektivitas *Shell-and-Tube Heat Exchanger* lebih tinggi jika udara panas mengalir dengan kecepatan tinggi (di sisi *tube*) dan udara dingin mengalir dengan kecepatan rendah (di sisi *shell*).



Gambar 6.1 *Heat exchanger*

Di dalam dunia industri peran dari *heat exchanger* sangat penting. Misal dalam industri pembangkit tenaga listrik, *heat exchanger* berperan dalam peningkatan efisiensi sistem. Contohnya adalah ekonomizer, yaitu alat penukar kalor yang berfungsi memanaskan *feed water* sebelum masuk ke boiler menggunakan panas dari *exhaust gas* (gas buang). Selain itu *heat exchanger* juga

merupakan komponen utama dalam sistem mesin pendingin, yaitu berupa *evaporator* dan *condenser*

Kemampuan untuk menerima panas suatu *heat exchanger* dipengaruhi oleh 3 hal :

1. Koefisien overall perpindahan panas (U)

Menyatakan mudah atau tidaknya panas berpindah dari fluida panas ke fluida dingin dan juga menyatakan aliran panas menyeluruh sebagai gabungan proses konduksi dan konveksi.

2. Luas bidang yang tegak lurus terhadap arah perpindahan panas
3. Selisih temperatur rata-rata logaritmik (ΔT LMTD)

6.1.1 Shell and Tube Heat exchanger

Shell and Tube Heat exchanger merupakan salah satu jenis *heat exchanger*. Jika aliran yang terjadi sangat besar, maka digunakan *shell and tube heat exchanger*, dimana *exchanger* ini adalah yang biasa digunakan dalam proses industri. *Exchanger* ini memiliki aliran yang kontinyu. Banyak *tube* yang dipasang secara paralel dan di dalam *tube-tube* ini fluida mengalir. *Tube-tube* ini disusun secara paralel berdekatan satu sama lain di dalam sebuah *shell* dan fluida yang lain mengalir di luar *tube-tube*, tetapi masih dalam *shell*.

Ada dua sisi utama dalam *design* STHE, *Shell Side* dan *Tube Side*. Berdasarkan konstruksinya, STHE dapat dibagi atas beberapa tipe, masing masing tipe diberi kode berdasarkan kombinasi tipe *Front Head*, *Shell*, dan *Rear Head*. Setelah mengetahui karakteristik dari masing masing tipe *shell and tube heat exchanger*, selanjutnya *design* didasarkan atas keperluannya. *Design* yang kompleks biasanya menimbulkan biaya yang lebih mahal dan perawatan yang lebih sulit sehingga biasanya hanya digunakan untuk keperluan yang tidak memungkinkan penggunaan yang lebih simpel. Secara garis besarnya ada dua Tahap *Detail Design* untuk *Shell and Tube Heat Exchanger*, Tahap pertama adalah *Thermal Design* dan selanjutnya diteruskan dengan *Mechanical Design*. *Output* atau hasil yang diperoleh pada *Thermal design* akan menjadi data input untuk *Mechanical design*.

Dari semua tipe *Heat exchanger*, *shell & tube Heat exchanger* yang paling baik digunakan. hal tersebut dapat dikarenakan:

1. STHE memberikan luas permukaan perpindahan panas yang besar dengan volume yang kecil.
2. Memiliki range luas perpindahan panas yang lebar mulai kurang dari 1 meter kuadrat hingga seribuan meter kuadrat dan bahkan lebih.
3. Memiliki rancangan mechanical yang baik, mampu dioperasikan pada tekanan tinggi.
4. Dapat dirancang dengan menggunakan berbagai jenis material.
5. Mudah dibersihkan baik dengan *chemical* maupun *mechanical cleaning*.
6. Memiliki prosedur *thermal* dan *mechanical design* yang baik.
7. Mudah melakukan penggantian untuk komponen atau bagian-bagian yang cukup mudah rusak seperti gasket dan *tube*.
8. Dalam sistem *shell & tube heat exchanger* besar kecilnya perpindahan panas dalam *Heat exchanger* dipengaruhi oleh:
 - a. Luas permukaan perpindahan panasnya
 - b. Proses konduksi (tergantung konduktifitas termal bahan materialnya)
 - c. Proses konveksinya (tergantung koefisien konveksi , dimana $h = k.Nu/d$)
 - d. Nu = bilangan Nuselt (tergantung banyak parameter tergantung rumusnya siapa yang dipakai), untuk rumus sederhananya Nu tergantung Bilangan Reynold (Re) dan Bilangan Prandtl (Pr) fluidanya dan konstantanya.
 - e. Re tergantung kecepatan aliran fluida (u), diameter saluran (d), dan kekentalan fluidanya.

6.1.2 Pemilihan Fluida Yang Dilewatkan Pada *Shell* dan *Tube*

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan aliran fluida dalam *shell side* dan *tube side* untuk *shell and tube exchanger* adalah :

- a. Kemampuan untuk dibersihkan (*Cleanability*)

Jika dibandingkan cara membersihkan *Tube* dan *Shell*, maka pembersihan sisi *shell* jauh lebih sulit. Untuk itu fluida yang bersih biasanya dialirkan di sebelah *shell* dan fluida yang kotor melalui *Tube*.

b. Korosi

Masalah korosi atau kebersihan sangat dipengaruhi oleh penggunaan dari paduan logam. Paduan logam tersebut mahal, oleh karena itu fluida dialirkan melalui *Tube* untuk menghemat biaya yang terjadi karena kerusakan *shell*. Jika terjadi kebocoran pada *Tube*, *heat exchanger* masih dapat difungsikan kembali. Hal ini disebabkan karena *Tube* mempunyai ketahanan terhadap korosif, relatif murah dan kekuatan dari small diameter *Tube* melebihi *shell*.

c. Tekanan

Shell yang bertekanan tinggi dan diameter yang besar akan memerlukan dinding yang tebal, hal ini akan memakan biaya yang tidak murah atau mahal. Untuk mengatasi hal itu apabila fluida bertekanan tinggi lebih baik dialirkan melalui *Tube*.

d. Temperatur

Biasanya lebih ekonomis meletakkan fluida dengan temperatur lebih tinggi pada *Tube side*, karena panasnya ditransfer seluruhnya ke arah permukaan luar *Tube* atau ke arah *shell* sehingga akan diserap sepenuhnya oleh fluida yang mengalir di *shell*. Jika fluida dengan temperatur lebih tinggi dialirkan pada *shell side*, maka transfer panas tidak hanya dilakukan ke arah *Tube*, tapi ada kemungkinan transfer panas juga terjadi ke arah luar *shell* (ke lingkungan).

e. Viskositas

Fluida yang *viscous* atau yang mempunyai *low transfer rate* dilewatkan melalui *shell* karena dapat menggunakan *baffle*. Koefisien *heat transfer* yang lebih tinggi dapat diperoleh dengan menempatkan fluida yang lebih *viscous* pada *shell side* sebagai hasil dari peningkatan turbulensi akibat aliran *crossflow* (terutama karena pengaruh *baffles*). Biasanya fluida dengan viskositas > 2 cSt dialirkan di *shell side* untuk mengurangi luas permukaan perpindahan panas yang diminta. Koefisien perpindahan panas yang lebih tinggi terdapat pada *shell side*, karena aliran turbulen akan terjadi melintang melalui sisi luar *tube* dan *baffle*.

6.1.3 Bagian – bagian *Shell and Tube Heat exchanger*

Secara keseluruhan komponen utama penyusun *shell and tube heat exchanger* adalah:

1. *Shell*

Biasanya berbentuk silinder yang berisi *tube bundle* sekaligus sebagai wadah mengalirnya zat.

2. *Head stationer*

Head stationer merupakan salah satu bagian ujung dari penukar panas. Pada bagian ini terdapat saluran masuk fluida yang mengalir ke dalam *tube*.

3. *Head* bagian belakang

Head bagian belakang ini terletak diujung lain dari alat penukar panas.

4. *Baffle* (sekat)

Baffle adalah yang digunakan untuk membelokkan atau membagi aliran dari fluida dalam alat penukar panas. Untuk menentukan sekat diperlukan pertimbangan teknis dan operasional.

6.1.4 Keuntungan *shell & tube exchanger*

Keuntungan dari *shell & tube exchanger* adalah :

1. Memiliki permukaan perpindahan panas persatuan volume yang lebih besar.
2. Mempunyai susunan mekanik yang baik dengan bentuk yang cukup baik untuk operasi bertekanan.
3. Tersedia dalam berbagai bahan konstruksi.
4. Prosedur pengopersian lebih mudah.
5. Metode perancangan yang lebih baik telah tersedia.
6. Pembersihan dapat dilakukan dengan mudah.

Adapun rangkuman spesifikasi *Heat exchanger* yang digunakan pada prarancangan pabrik Isopropil Benzena dengan proses alkilasi dapat dilihat pada tabel 6.1

Tabel 6.1 Spesifikasi *Heat Exchanger* Pada Pabrik Isopropil Benzena

| | | |
|-----------------------|--|--------------------------------|
| Fungsi | Menaikkan suhu propilena dari 90°C menjadi 278,15 °C sebelum memasuki reaktor (R-201). | |
| Kode | HE-102 | |
| Jenis | 1-2 <i>Shell and Tube Exchanger</i> Dipakai 1 in OD <i>Tube</i> 16 BWG, 2 passes | |
| Dimensi | Diameter <i>shell</i> | 15,25 in |
| | Diameter luar <i>Tube</i> (OD) | 1 in |
| | Jumlah <i>Tube</i> | 66 <i>tube</i> |
| | Square Pitch (PT) | 1 ¼ in <i>Triangular pitch</i> |
| | Panjang <i>Tube</i> (L) | 16 ft |
| | Jumlah <i>baffle</i> | 14 |
| Rancangan Alat | Bahan Konstruksi | <i>Stainless SA240 Grade M</i> |

6.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-201) (Nawardah Hanie/190140046)

Reaktor adalah suatu alat proses di mana terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir dan bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Reaktor adalah jantung dari proses kimia. Reaktor adalah suatu tempat proses dimana bahan-bahan diubah menjadi produk, dan perancangan reaktor untuk industri kimia harus mengikuti keperluan:

- Faktor reaksi kimia,
- Faktor transfer panas,
- Faktor transfer massa,
- Faktor keselamatan. (Coulson, 1983)

Reaktor *fixed bed* adalah reaktor dengan menggunakan katalis padat yang diam dan zat pereaksi berfase gas. Butiran-butiran katalisator yang biasa dipakai dalam reaktor *fixed bed* adalah katalisator yang berlubang di bagian tengah,

karena luas permukaan persatuan berat lebih besar jika dibandingkan dengan butiran katalisator berbentuk silinder, dan aliran gas lebih lancar. Bentuk reaktor *fixed bed* dapat dibagi menjadi:

1. Reaktor dengan satu lapis tumpukan katalisator (*Single Bed*)

Sebagai penyangga katalisator dipakai butir-butir alumunia (bersifat inert terhadap zat pereaksi) dan pada dasar reaktor disusun dari butir yang besar makin keatas makin kecil, tetapi pada bagian atas katalisator disusun dari butir kecil makin keatas makin besar.

2. *Multi bed*

Katalisator diisi lebih dari satu tumpuk katalisator, *fixed bed* dengan katalisator lebih dari satu tumpuk banyak dipakai dalam proses adiabatik. Reaktor *fixed bed* merupakan suatu reaktor yang mana katalis berdiam di dalam reaktor bed. Di dalam reaktor, katalis ditopang oleh suatu struktur *catalyst support* berupa *perforated tray* dengan tambahan lapisan inert semacam *ceramic balls* dengan diameter bervariasi sesuai dengan ukuran partikel katalis baik di sisi terbawah maupun di lapisan teratas bed katalisator.

6.2.1 Kelebihan dan Kekurangan Reaktor *Fixed Bed*

Adapun kelebihan reaktor *fixed bed* yaitu:

- a. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus.
- b. Kapasitas produksi cukup tinggi.
- c. Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksoterm atau endoterm) sehingga pemakaian lebih fleksibel pada reaksi dehidrogenasi ini adalah reaksi endoterm
- d. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi.
- e. *Pressure drop* rendah yaitu 0,025 psi
- f. Adanya *hold-up* yang tinggi, maka menghasilkan pencampuran radial yang lebih baik dan tidak ditemukan pembentukan saluran (*channeling*).
- g. Pemasokan katalis per unit volume reaktor besar.
- h. *Hold up liquid* tinggi.
- i. Kontrol temperatur lebih baik.

Adapun kekurangan reaktor *fixed bed* yaitu:

- a. Resistansi difusi intra partikel sangat besar.
- b. Nilai transfer massa dan transfer panas rendah.
- c. Pemindahan katalis sangat sulit dan memerlukan *shut down* alat.

6.2.2 Tujuan Pemilihan Reaktor

Adapun tujuan pemilihan reaktor adalah:

- a. Mendapat keuntungan yang besar
- b. Biaya produksi rendah
- c. Modal kecil atau volume reaktor minimum
- d. Memastikan bahwa reaksi menghasilkan efisiensi yang paling tinggi ke arah produk yang diinginkan.
- e. Operasinya sederhana dan murah
- f. Keselamatan kerja terjamin
- g. Polusi terhadap sekelilingnya (lingkungan) dijaga sekecil-kecilnya

6.2.3 Pemilihan Jenis Reaktor

Dipilih tipe *reactor fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
- b. Kapasitas produksi cukup tinggi.
- c. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus.
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan untuk perpindahan panas cukup besar.
- f. *Pressure drop* rendah yaitu 0,025 psi.
- g. Umur katalis panjang yaitu 1-2 tahun.
- h. Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *multitube*

6.2.4 Spesifikasi Kondisi Operasi

Adapun spesifikasi kondisi operasi pada Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena adalah sebagai berikut:

Tabel 6.2 Spesifikasi kondisi operasi pada pabrik Isopropil Benzena

| No | Spesifikasi | Kondisi |
|----|--------------|---|
| 1 | Data operasi | a. Laju alir = 27,6431 kmol/jam b. Temperatur = 278,5°C c. Tekanan = 18 atm d. Fase = Gas e. Konversi = 95% f. Jenis rx = Eksotermis |
| 2 | Jenis reaksi | $C_3H_6(g) + C_6H_6(g) \longrightarrow C_9H_{12}(g)$ |
| 3 | Data katalis | a. Bentuk = Padat kristal b. Umur katalis = 3-5 tahun c. Diameter Katalis = 0,1118 in d. Porositas = 0,5 m ³ /m ³ e. Bulk density = 1,685 g/cm ³ |
| 4 | Data alat | a. Kode = PFR-201 b. Fungsi = Tempat berlangsungnya reaksi alkilasi benzena dan propilena menjadi isopropil benzena |
| 5 | Tujuan | a. Menentukan jenis reaktor b. Menentukan bahan konstruksi reaktor c. Menghitung volume reaktor d. Menentukan dimensi reaktor e. Menghitung tebal <i>shell</i> . f. Kondisi operasi reaktor. |

Tabel 6.3 Spesifikasi Reaktor (PFR-201)

| No | Spesifikasi | Kondisi |
|----|-------------|--|
| 1 | Umpan Masuk | a. Laju alir massa = 27,6431 kmol/jam b. Densitas (ρ) = 6,6238 kg/m ³ c. μ = 0,0515 kg/m.jam |
| 2 | <i>Tube</i> | a. NPS = 1,0 in |

| | | |
|---|---------------|---|
| | | <p>b. OD = 1,32 in</p> <p>c. ID = 1,0490 in</p> <p>d. <i>Flow area</i> perpipa (a') = 0,0060 ft²</p> <p>e. <i>Schedule number</i> = 40</p> <p>f. Susunan <i>tube</i> = <i>Triangular pitch</i></p> <p>g. Volume tumpukan katalis = 2,7017 m³</p> <p>h. Panjang <i>tube</i> standar (L) = 7,3152 m</p> <p>i. Nt (jumlah <i>tube</i>) = 1.323 unit</p> |
| 3 | Berat Reaktor | <p>a. Tinggi reaktor = 8,1151 m</p> <p>b. Volume reaktor = 16,6579 m³</p> <p>c. Berat <i>shell</i> = 10.824,6827 kg</p> <p>d. Berat <i>head</i> dan <i>bottom</i> = 1,120,2534 kg</p> <p>e. Berat <i>tube</i> = 18,5544 kg</p> <p>f. Berat katalis = 4.5524 kg</p> <p>g. Berat pendingin = 19.925,8778 kg/jam</p> <p>h. Tinggi total reaktor = 8,1151 m</p> |
| 4 | <i>Nozzle</i> | <p>a. Umpan Ukuran = 8 in Berat = 17.6871 kg</p> <p>b. Produk Ukuran = 8 in Berat = 17.6871 kg</p> <p>c. Pendingin Ukuran = 20 in Berat = 77.0975 kg</p> |

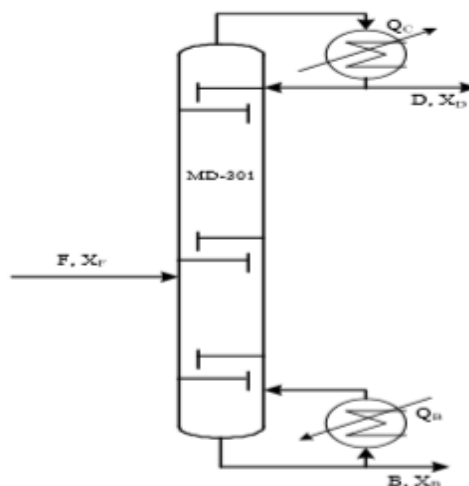
6.3 Distilasi (MD-301) (Emil Izmilia/190140060)

Nama alat : Kolom distilasi

Kode alat : MD-301

Fungsi : Memurnikan isopropil benzena dari bahan baku benzena dan propilena

Jenis : *Plate tower* (Menara distilasi dengan *Sieve Tray*)



Gambar 6.2 Skema Aliran Distilasi

Keterangan :

F = Umpan Masuk

D = Hasil Distilat

B = Hasil Bawah

Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap dan uap kemudian dikondensasi kedalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van, 1967).

Prinsip kerja distilasi yaitu kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan ke dalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang *tray* yang terdispersi oleh *liquid*

yang mengalir di atasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagian dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai *reflux*. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom* produk.

Pengoperasian distilasi yaitu campuran *liquid* yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feedtray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bawah (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah *reboiler*. Panas disuplay ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan *steam*.

Pada penguapan, sumber panas didapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap yang terbentuk pada *reboiler* diumpankan kembali pada bagian *bottom*. *Liquid* yang keluar dari *reboiler* dikenal sebagai produk *bottom*.

Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. *Liquid* yang dikondensasi ditampung pada *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian *liquid* direcycle kembali ke *top* yang dikenal *reflux*. *Liquid* yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk *top*.

6.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Perancangan pabrik Metil Etil Keton menara distilasi yang dipilih adalah jenis *sieve Tray* dengan mempertimbangan beberapa spesifikasi termasuk diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. *Pressure drop* rendah (0,004 atm) dan efisiensi tinggi,
2. Lebih ringan, dan murah karena pembuatannya lebih mudah,
3. Biaya Perawatan murah karena mudah dibersihkan. (Coulson, 1983)

6.3.2 Penentuan Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi yang dipilih adalah jenis *carbon steel* dengan beberapa pertimbangan yaitu:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar,

2. Struktur yang kuat,
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi.

6.3.3 Tahapan Perancangan Pada Kolom Distilasi

Adapun tujuan dilakukannya perhitungan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (MD-301), Meliputi:

1. Kondisi Operasi,
2. Spesifikasi *Shell* (diameter, tinggi, dan tebal) beserta *head* menara,
3. Spesifikasi *plate*,
4. Cek kondisi aliran (flooding dan weeping),
5. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi.

6.3.4 Klasifikasi Kolom Distilasi

Distilasi berdasarkan prosesnya terbagi menjadi dua, sebagai berikut:

1. Distilasi Kontinyu
2. Distilasi *Batch*

Berdasarkan basis tekanan operasinya terbagi menjadi tiga yaitu :

1. Distilasi atmosferis (0,4 - 5,5 atm mutlak)
2. Distilasi vakum (≤ 300 mmHg pada bagian atas kolom)
3. Distilasi tekanan (≥ 80 psia pada bagian atas kolom)

Berdasarkan komponen penyusunnya:

1. Distilasi system biner
2. Distilasi system multi komponen

Berdasarkan sistem operasinya terbagi dua, sebagai berikut:

1. *Single-stage Distillation*
2. *Multi-stage Distillation*

Bahan kontruksi yang dipilih adalah jenis *carbon steel* dengan beberapa pertimbangan yaitu:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar,
2. Struktur yang kuat,
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi.

6.3.5 Faktor-faktor yang Mempengaruhi Operasi Kolom Distilasi

Kinerja kolom distilasi ditentukan oleh beberapa faktor, diantaranya:

1. **Kondisi Feed (q)**

Keadaan campuran dan komposisi *feed* (q) mempengaruhi garis operasi dan jumlah *stage* dalam pemisahan dan mempengaruhi lokasi *feed tray*.

2. **Kondisi Refluks**

Pemisahan semakin baik jika sedikit *tray* yang digunakan untuk mendapatkan tingkat pemisahan. *Tray* minimum dibutuhkan dibawah kondisi total refluks, yakni tidak ada penarikan distilat. Sebaiknya *reflux* berkurang, garis operasi untuk seksi rektifikasi bergerak terhadap garis kesetimbangan.

3. **Kondisi Aliran Uap**

Kondisi aliran uap yang merugikan dapat menyebabkan:

a. *Foaming*

Mengacu pada ekspansi *liquid* melewati uap atau gas. Walaupun menghasilkan kontak antar fasa *liquid*-uap yang tinggi, *Foaming* berlebihan sering mengarah pada terbentuknya *liquid* pada *tray*.

b. *Entrainment*

Mengacu pada *liquid* yang terbawa uap menuju *tray* di atasnya dan disebabkan laju alir uap yang tinggi menyebabkan efisiensi *tray* berkurang. Bahan yang sukar menguap terbawa menuju *plate* yang menahan *liquid* dengan bahan yang mudah menguap dapat mengganggu kemurnian distilat. *Entrainment* berlebihan dapat menyebabkan flooding.

c. *Weeping/Dumping*

Fenomena ini disebabkan aliran uap yang rendah. Tekanan yang dihasilkan uap tidak cukup untuk menahan *liquid* pada *tray*. Karena itu *liquid* mulai merembes melalui perforasi.

d. *Flooding*

Terjadi karena aliran uap berlebih menyebabkan *liquid* terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan *liquid* yang tertahan pada *plate* di atasnya. *Flooding* ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan.

Jumlah *tray* aktual yang diperlukan untuk pemisahan khusus ditentukan oleh efisiensi *plate* dan *packing*. Semua faktor yang menyebabkan penurunan efisiensi *tray* juga akan mengubah kinerja kolom. Efisiensi *tray* dipengaruhi oleh *fooling*, korosi dan laju dimana ini terjadi bergantung pada sifat *liquid* yang diproses. Material yang sesuai harus dipakai dalam pembuatan *tray*.

Kebanyakan kolom distilasi terbuka terhadap lingkungan atmosfer. Walaupun banyak kolom diselubungi, perubahan kondisi cuaca tetap dapat mempengaruhi operasi kolom. Reboiler harus diukur secara tetap untuk memastikan bahwa dihasilkan uap yang cukup selama musim dingin dan dapat dimatikan selama musim panas.

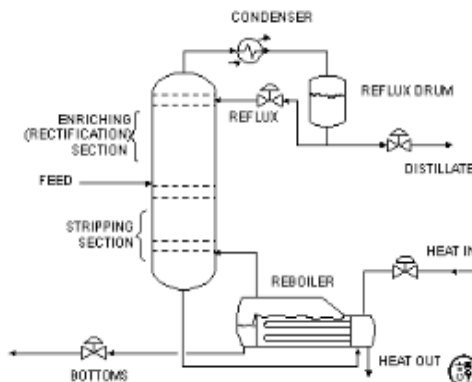
6.3.6 Dasar Peralatan Distilasi dan Pengoperasiannya

1. Komponen Utama Kolom Distilasi

Sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu :

- a. *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*) seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen.
- b. Sebuah Reboiler untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi.
- c. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom.
- d. *Reflux drum* untuk menampung uap yang terkondensasi dari *top* kolom sehingga *liquid (reflux)* dapat di *recycle* kembali ke kolom.

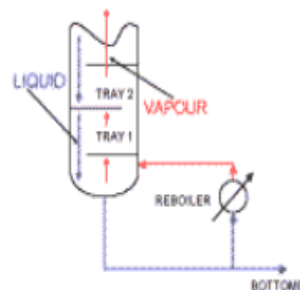
Rumah shell vertikal bagian dalam kolom beserta Kondenser dan Reboiler membentuk sebuah kolom distilasi. Gambaran unit distilasi dengan satu *feed* dan dua aliran produk adalah sebagai berikut:



Gambar 6.3 Skema Distilasi yang Sederhana

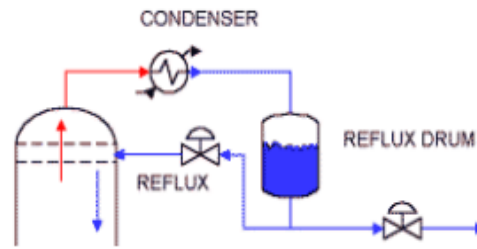
2. Pengoperasian Distilasi

Campuran liquid yang akan diproses dikenal sebagai feed dan di input pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feed tray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah reboiler.



Gambar 6.4 Bottom Distilasi

Panas di suplai ke reboiler untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan steam. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada reboiler di input kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari reboiler dikenal sebagai produk bottom.



Gambar 6.5 Top Distilasi

Tabel 6.4 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Isopropil Benzena

| Kondisi Operasi | |
|----------------------------|------------------------------------|
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 115°C |
| Shell | |
| Diameter <i>Shell</i> (OD) | 1,5 m |
| Diameter <i>Shell</i> (ID) | 1,5 m |
| Diameter <i>Hole</i> | 0,005 m |
| <i>Hole Pitch</i> | 0,01325 m |
| Jumlah <i>Hole</i> | 2052 lubang |
| Tebal <i>Shell</i> | 0,3005 in |
| Tinggi Menara Total | 18,9604 m |
| Tinggi <i>Weir</i> | 0,05 m |
| Panjang <i>Weir</i> | 1,1550 m |
| <i>Tray Spacing</i> | 0,55 m |
| Jumlah <i>Tray</i> | 31 <i>Tray</i> |
| Diameter gasket | 60,4112 in |
| Bahan Kontruksi | <i>Carbon steel SA 129 Grade A</i> |
| Waktu Tinggal | 0,76 m ³ /jam |
| Berat shell total | 6.115,3660 kg |

BAB VII

UTILITAS

Dalam suatu pabrik, utilitas merupakan unit penunjang utama dalam memperlancar jalannya proses produksi. Oleh karena itu, segala sarana dan prasarananya harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pada pabrik Isopropil Benzena dari propilena dan benzena dengan proses alkilasi adalah sebagai berikut.

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

7.1 Kebutuhan Air Bahan Baku

Kebutuhan air proses meliputi kebutuhan air bahan baku merupakan air proses yang digunakan untuk proses produksi Isopropil Benzena. Air yang dibutuhkan sebesar 52.612,5107 Kg/jam.

7.2 Kebutuhan Uap (*Steam*)

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

Tabel 7.1 Kebutuhan Steam di Pabrik Isopropil Benzena

| Nama Alat | Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam) |
|--------------------------------|---------------------------------|
| <i>Vaporizer</i> (V-101) | 3.148,0807 |
| <i>Vaporizer</i> (V-102) | 1.365,0444 |
| <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) | 1.717,4561 |
| <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) | 12.571,5800 |
| <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) | 86,5792 |

| | |
|--------------------------|--------------------|
| <i>Reboiler</i> (MD-301) | 3.765,1903 |
| <i>Reboiler</i> (MD-302) | 85,9976 |
| Total | 22.739,9283 |

Total kebutuhan steam yang digunakan 22.739,9283 kg/jam (tambahan untuk kebocoran dan lainnya), sehingga diambil dari faktor-faktor keamana sebesar 200% maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= 20\% \times 22.739,9283 \text{ kg/jam} \\ &= 4.547,9857 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total steam yang dibutuhkan} &= 22.739,9283 + 4.547,9857 \text{ kg/jam} \\ &= 27.287,9140 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air pembangkit *steam* adalah 1,2 kali kebutuhan *steam* sebenarnya sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Kondensat} &= 1,2 \times 27.287,9140 \text{ kg/jam} \\ &= 32.745,4967 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total air ke daerator} &= \text{Kondensat} + \text{Make up} \\ &= 32.745,4967 \text{ kg/jam} + 4.547,9857 \text{ kg/jam} \\ &= 37.293,4824 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7.3 Kebutuhan Air Pendingin

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting baik untuk kebutuhan proses. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan Isopropil Benzena meliputi kebutuhan air pendingin Kebutuhan air pendingin pada keseluruhan pabrik pembuatan Isopropil Benzena ditunjukkan pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin Pada Alat

| Nama Alat | Jumlah air (kg/jam) |
|-----------------------|----------------------------|
| Reaktor (R-201) | 2.938,8100 |
| <i>Cooler</i> (C-301) | 576,6216 |
| <i>Cooler</i> (C-302) | 1.932,5402 |
| <i>Cooler</i> (C-303) | 55,6342 |
| Kondensor (MD-301) | 98,7200 |
| Kondensor (MD-302) | 38,4223 |

| | |
|--------------|-------------------|
| Total | 5.631,7483 |
|--------------|-------------------|

| | |
|--------------------------------|----------------------------------|
| Jumlah kebutuhan air pendingin | = 5.631,7483 kg/jam |
| Make up air pendingin 20% | = 20% × 5.631,7483 kg/jam |
| | = 1.126,3497 kg/jam |
| Total kebutuhan air pendingin | = 5.631,7483 + 1.126,3497 kg/jam |
| | = 6.758,0980 kg/jam |

7.4 Kebutuhan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air pada pabrik Isopropil Benzena adalah sebagai berikut :

7.4.1 Air Domestik

Air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga merupakan air tawar. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan dan taman. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia dan syarat bakteriologis.

1. Syarat fisik

- 1) Suhu dibawah suhu udara luar
- 2) Warna jernih
- 3) Tidak mempunyai rasa dan tidak berbau
- 4) Tidak berbusa
- 5) pH netral

2. Syarat kimia

- 1) Tidak mengandung zat organik maupun anorganik seperti Pb, As, Cr, Cd.
- 2) Tidak mengandung zar-zat kimia beracun

3. Syarat bakteriologis

- 1) Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri yang *pathogen*.

7.4.2 Perhitungan kebutuhan air domestik

Berikut beberapa kebutuhan air domestik

- 1) Air untuk perkantoran

Kebutuhan air karyawan = 6,25 kg/jam (150 L/ Hari/ Orang)
 Jumlah Karyawan = 129 orang
 Total Kebutuhan = 6,25 kg/jam x 129 = 806,25 kg/jam

2) Kebutuhan air untuk laboratorium

Diperkirakan = 3000 liter/hari
 = 125,7288 kg/jam

3) Kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan

Diperkirakan = 5000 liter/hari
 = 208,3333 kg/jam

4) Kebutuhan air untuk perumahan

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 20 rumah x 200 L/hari/org x 5 org
 = 20.000 liter/hari
 = 833,3333 kg/jam

5) Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 2000 kg/jam
Over design 10% = 200 kg/jam
 Sehingga total air pemadam kebakaran = 2.200 kg/jam

Maka air untuk keperluan umum adalah 4.047,9167 kg/jam

20% *over design* = 20% x 4.047,9167
 = 809,5833 kg/jam

Maka total kebutuhan air keperluan umum adalah = 4.047,9167 + 809,5833
 = 4.857,5000 kg/jam

Dari data – data jumlah air diatas maka jumlah total kebutuhan air pada pabrik asam akrilat yang harus disediakan oleh unit penyediaan air adalah sebagai berikut :

Tabel 7.3 Total kebutuhan air Pabrik Isopropil Benzena

| No | Jenis Kebutuhan air | Jumlah (Kg/jam) |
|----|----------------------|--------------------|
| 1. | Air Pendingin | 6.758,0980 |
| 2. | Air Pembangkit Steam | 37.293,4824 |
| 3. | Air Keperluan Umum | 4.857.0000 |
| | Total | 48.909,0804 |

7.5 Kebutuhan Reagent

Adapun kebutuhan reagent yang digunakan dalam unit water treatment plant utility sebagai berikut :

Adapun kebutuhan *reagent* yang digunakan dalam unit *water treatment plant utility* sebagai berikut.

$$\text{Total kebutuhan air} = 48.909,0803 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan Alumina} &= (50 \times 10^{-6}) \times 48.909,0803 \text{ kg/jam} \\ &= 2,4454 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perbandingan alumina dan soda abu adalah 1 : 0,54 sehingga,

$$= 0,54 \times 2,4454 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,3205 \text{ kg/jam}$$

Untuk penggunaan 3 ppm kaporit (azzahra dkk, 2014) maka,

$$\text{Kebutuhan air untuk domestik} = 4.857,5 \text{ kg/jam}$$

Sehingga,

- Kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi adalah 806,25 kg/jam
- Kaporit yang digunakan mengandung klorin sebesar 70%
- Kebutuhan klorin 2 ppm
- Total kebutuhan kaporit (Ca (ClO₂))

$$= \frac{(2 \text{ ppm} / 1000) \times 4.857,5 \text{ kg/jam}}{70\%} = 0,0138 \text{ kg/jam}$$

7.6 Pengolahan Air

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka dilokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water intake*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan kelokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya. Pengolahan air dipabrik terdiri dari beberapa tahap.

1. Water intake

Tahap ini menggunakan penghisap yang dilengkapi pompa vakum (P-401) untuk mengalirkan air dari sungai dan dipompa menuju bak penampungan.

2. Penyaringan (*Screening*)

Tahap ini menggunakan *Coarse and Fine Screen* yang berfungsi untuk menyaring kotoran berukuran besar yang terpompa.

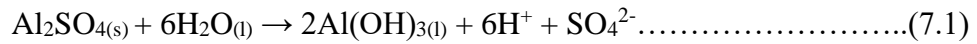
3. Pengendapan (*Sedimentasi*)

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan menggunakan *settling pit* untuk mengendapkan partikel-partikel yang tersuspensi dalam air. Proses pengendapan dilakukan sebanyak dua kali. Pada Bak Sedimentasi awal (B-401) merupakan pengendapan awal dari partikel-partikel flok tersebut yang akan mengendap secara alami didasar penampungan karena massa jenisnya lebih besar dari unsur air.

4. Klarifikasi (*Koagulasi dan Flokulasi*)

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan didalam air. Air dari proses pengendapan dialirkan ke bak *Clarifier* (CL-401). *Clarifier* berfungsi sebagai tempat pengolahan air tahap pertama yaitu proses penjernihan air untuk menghilangkan zat padat dalam bentuk suspensi yang dapat menyebabkan kekeruhan (*turbidity* sekitar 20 ppm) terhadap air dengan jalan netralisasi, sedimentasi, koagulasi, dan filtrasi. Al dan larutan soda abu Na_2CO_3 . Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap kedaras *clarifier* karena gaya gravitasi,

sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang selanjutnya akan masuk kepenyaring pasir (SF-401) untuk penyaringan. Reaksi yang terjadi seperti pada persamaan:



Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, sedangkan perbandingan pemakaian alum dan soda abu adalah 1:0,54 (Baron, 1982).

5. Filtrasi

Air yang keluar dari *clarifier* masih mengandung partikel halus yang dapat dipisahkan dengan penyaringan. Filter yang digunakan adalah jenis *sand filter* (SF-401) dengan menggunakan pasir kasar dan halus. Pasir ukuran yang besar pada bagian atas, sedangkan yang lebih kecil pada bawah. Saringan pasir bekerja secara kontinyu, jika kotoran-kotoran mengumpul atau lumpur yang sudah terlalu tebal di saringan, maka akan dilakukan *backwash* secara berkala. Penyaring pasir (*sand filter*) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu:

- a. Lapisan I terdiri dari pasir hijau (*green sand*) setinggi 24 in = 60,96 cm.
- b. Lapisan II terdiri dari anterakit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- c. Lapisan III terdiri dari batu kerikil (*gravel*) setinggi 7 in = 17,78 cm

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai panahan. Selama pemakaian data saring *sand filter* akan menurun. Untuk ini diperlakukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian ulang (*back washing*). Dari *sand filter*, air dipompakan (P-405) kemenara sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan. Untuk air proses, masih diperlakukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses demineralisasi dari deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman dalam air.

Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit $\text{Ca}(\text{ClO})_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (*water treatment system*) sehingga air yang keluar merupakan air sehat yang memenuhi syarat-syarat air minum tanpa harus dimasak terlebih dahulu. Air dari *sand filter* ini dibagi menjadi 3 yaitu air domestik, *make up cooling water*, serta air umpan boiler

yang nantinya akan diproses kembali pada *demin plant* untuk menghasilkan air yang bebas mineral yang akan digunakan sebagai air umpan boiler.

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi = 625,000 kg/jam

Kaporit yang digunakan mengandung klorin 70%

Kebutuhan klorin = 20 ppm dari berat air

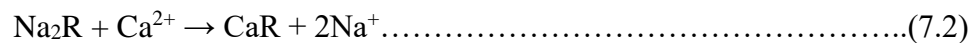
Total kebutuhan kaporit = $(20 \cdot 10^{-6} \times 4.857,5 \text{ kg/jam})/0,7 = 0,0138 \text{ kg/jam}$

6. Demineralisasi

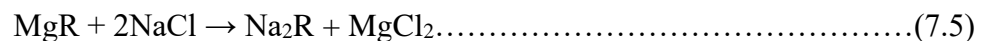
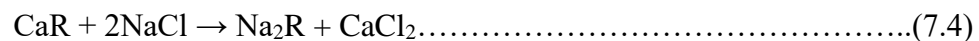
Air yang nantinya digunakan sebagai umpan boiler harus terbebas dari garam-garam terlarut. Unit ini berfungsi untuk membebaskan air dari unsur-unsur silika, sulfat, klorida dan karbonat dengan menggunakan resin, unit ini terdiri dari:

a. Penukar Kation (*cation exchanger*)

Penukar kation (CE-401) berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang terlarut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek *Daulite C-20*. Reaksi yang terjadi seperti:



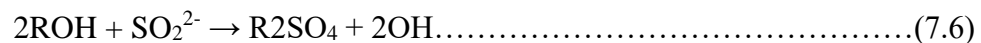
Untuk regenerasi dipakai NaCl berlebih pada persamaan:



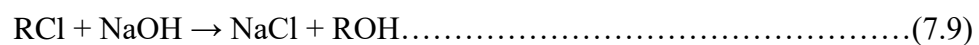
b. Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Penukar anion (AE-101) berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerk *Dower*

2. Reaksi yang terjadi seperti:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH terlihat pada persamaan:



Perhitungan Kesadahan Kation

Air sungai Cisadane mengandung kation Fe^{2+} , Mn^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , Ni^{2+} , dan Cd^{2+} masing-masing 0,156 ppm, 0,128 ppm, 9 ppm, 136 ppm, 0,104 ppm, 0,0032 ppm, 0,001 ppm, 0,004 ppm

$$1 \text{ gram/gal} = 17,1 \text{ ppm}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan kation} &= (0,156 + 0,128 + 98 + 136 + 0,104 + 0,0032 + \\ &\quad 0,001 + 0,004) \text{ ppm} \\ &= \frac{234,40 \text{ ppm}}{17,1} = 13,7076 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= 44.051,5803 \text{ kg/jam} \\ &= 11.687,5964 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan air} &= 11.687,5964 \text{ gal/jam} \times 13,7076 \text{ gram/gal} \\ &= 160.208,92 \text{ gram/jam} \\ &= 160,2089 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

– Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 160,2089 \text{ kg/jam}$$

Dari Tabel 12.2, *The Nalco Water Hand Book*, 1992; diperoleh :

$$\text{Kapasitas resin} = 20 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{Kebutuhan regenerant} = 6 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3 \text{ resin}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin} &= \frac{160,2089}{20} \\ &= 8,0104 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu regenerasi} &= \frac{8,0104 \text{ ft}^3 \times 20 \text{ kg/ft}^3}{160,2089 \text{ kg/jam}} \\ &= 1 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan regenerant H}_2\text{SO}_4 &= 160,2089 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 48,0626 \text{ lb/jam} \\ &= 21,8466 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Kesadahan Anion

Air sungai mengandung anion F^- , Cl^- , NO_2^- , NO_3^- , SeO_3^- , Cn^- , SO masing-masing 0,001 ppm, 60 ppm, 0,028 ppm, 0,074 ppm, 0,005 ppm, 0,001 ppm, 42 ppm dan 0,002 ppm (1 gr/gal = 17,1 ppm)

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan anion} &= 0,001 + 60 + 0,028 + 0,074 + 0,005 + 0,001 + 42 + 0,02 \\ &= 102,0793 \text{ ppm}/17,1 \\ &= 5,9695 \text{ gram/gal} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah air diolah} = 1.168,5964 \text{ gal/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan air} &= 5,9695 \text{ gram/gal} \times 1.168,5964 \text{ gal/jam} \\ &= 69,7691 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 69,7691 \text{ kg/hari}$$

Dari Tabel 12.2, *The Nalco Water Hand Book*, 1992 diperoleh:

- 1) Kapasitas resin = 12 kg/ft
- 2) Kebutuhan *regenerant* = 5 kg NaOH/ft³ resin

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin} &= \frac{69,7691 \text{ kg/hari}}{12 \text{ kg/ft}^3} = 5,8140 \text{ ft}^3/\text{hari} \\ &= 0,1415 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi resin} = \sqrt[3]{0,1415 \text{ m}^3} = 0,37189 \text{ m}$$

$$\text{Volume resin yang dibutuhkan} = 0,37189 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 48 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{regenerant} \text{ NaOH} &= 69,7691 \text{ kg/hari} \times \frac{5 \text{ kg/ft}^3}{12 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 29,0704 \text{ lb/jam} \\ &= 13,2138 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7. Deaerator

Deaerator (D-401) berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan boiler. Pada deaerator dipanaskan hingga supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas dalam deaerator.

7.7 Pengelolaan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler, steam yang dibutuhkan dalam proses. Zat – zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat merusakkan boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi.
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam – garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silika, sulfat asam bebas dan oksida.

Syarat – syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler:

- a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya *solid matter*, *suspended matter* dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi *liquid* dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya *solid – solid* yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan boiler.

- b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan:

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat

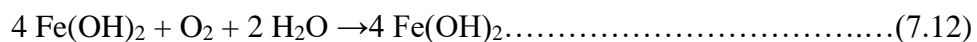
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu – waktu , sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapatkan tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

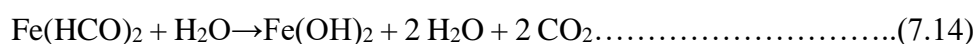
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik , serta gas – gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:



Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat, asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam karbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 kembali, reaksi yang terjadi:



7.8 Kebutuhan Bahan Kimia

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

Berfungsi untuk membentuk gumpalan dari partikel yang tersuspensi dalam air. Bila alum dikontakkan dengan air maka akan terjadi hidrolisa yang menghasilkan alumunium hidroksida ($Al_2(SO_4)_3$) dan asam sulfat. Reaksi yang terjadi adalah:



2. Kaustik Soda (NaOH)

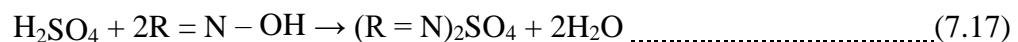
Kaustik soda berfungsi untuk menetralkan asam akibat reaksi pada proses sebelumnya. Konsentrasi *caustic soda* yang ditambahkan bergantung pada

keasaman larutan pH diharapkan antara 6 - 8. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



3. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Berfungsi untuk menyerap atau mengikat ion-ion negatif yang terdapat dalam air yang keluar dari demineraliser. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



4. Kaporit ($\text{Ca}(\text{Cl})_2$)

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



7.9 Kebutuhan Listrik

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

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan adalah jenis generator AC (*Alternating Current*), 3 *phase* yang mempunyai keuntungan:

- Tenaga listrik stabil dengan
- Memiliki daya kerja yang lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor 3 *phase* harga relatif lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air (utilitas)
2. Listrik untuk penerangan dan AC.
3. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi.

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

Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses

| Nama Alat | Kebutuhan Daya Listrik (Hp) |
|--------------------|------------------------------------|
| Pompa (P-101) | 4,88 |
| Pompa (P-102) | 0,94 |
| Kompresor (K-101) | 10,19 |
| Kompresor (K-102) | 6,43 |
| Expander (Exp-301) | 0,06 |
| Kompresor (K-301) | 0,28 |
| Pompa (P-301) | 0,25 |
| Pompa (P-302) | 0,007 |
| Total | 23,0337 |

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik untuk keperluan utilitas

| No | Alat | Kebutuhan Daya (hp) |
|-----------|---|----------------------------|
| 1. | Pompa Air Sungai (P-401) | 2,2276 |
| 2. | Pompa Bak Penampung (P-402) | 2,2276 |
| 3. | Tangki Pelarutan Alum (T-401) | 0,0038 |
| 4. | Pompa Alum (P-403) | 4,631E-05 |
| 5. | Tangki Pelarutan Soda Abu (T-402) | 0,0032 |
| 6. | Pompa Soda Abu (P-404) | 0,0032 |
| 7. | Pompa <i>Clarifier</i> (P-405) | 2,2276 |
| 8. | Tangki Pelarut H ₂ SO ₄ (T-408) | 0,0297 |
| 9. | Pompa <i>Sand Filter</i> (P-406) | 2,2276 |
| 10. | Pompa Tangki Air Utama (P-408) | 2,2276 |
| 11. | Pompa Penukar Kation (P-408) | 0,8126 |
| 12. | Tangki Pelarut NaOH (T-409) | 0,0121 |
| 13. | Pompa Penukar Anion (P-410) | 0,8126 |
| 14. | Boiler (BO-401) | 356,7664 |
| 15. | Pompa <i>Water Cooling Tower</i> (P-414) | 0,1871 |

| | | |
|--------------|--|-----------------|
| 16. | Tangki Pelarut Kaporit (T-407) | 5,1816E-08 |
| 17. | Pompa Air Domestik (P-407) | 0,2193 |
| 18. | Pompa H ₂ SO ₄ (P-409) | 0,0004 |
| 19. | Pompa NaOH (P-411) | 0,0002 |
| 20. | Pompa Boiler (P-413) | 1,5790 |
| 21. | Pompa Limbah Cair (P-415) | 0,0004 |
| 22. | Pompa Bak Netralisasi (P-416) | 0,0004 |
| 23. | Pompa Bak Pengendapan (P-417) | 0,0004 |
| 24. | Pompa Bak Sedimentasi (P-418) | 0,0004 |
| 25. | Pompa Tangki Air Lunak (P-412) | 1,5790 |
| Total | | 373,5317 |

Tabel 7.6 Kebutuhan Listrik Pada Unit Penunjang

| Nama Alat | Kebutuhan Daya Listrik (Hp) |
|--------------------------------|-----------------------------|
| Ruang control dan laboratorium | 30 |
| Penerangan dan kantor | 30 |
| Bengkel | 40 |
| Perumahan | 100 |
| Pengolahan limbah | 30 |
| Total | 230 |

Total kebutuhan listrik adalah :

$$= 626,5654 \text{ Hp} = 467,2298 \text{ kW}$$

Digunakan generator dengan efisiensi 80%, maka :

$$= 467,2298 \text{ kW} / 0,8$$

$$= 584,0372 \text{ kW}$$

Ditetapkan input generator 800 kw, sehingga :

$$= (800 - 584,0372 \text{ Kw})$$

$$= 215,9627 \text{ kW}$$

Maka masih ada sisa 215,9627 kW yang dapat digunakan untuk keperluan lainnya.

7.10 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator). Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar industri yang diperoleh dari PT. Migas dan distributornya dan untuk generator yang digunakan dengan tipe *Caterpillar Generator DE 200 GC* dari PT. Trankindo. Perhitungan kebutuhan bahan bakar sebagai berikut :

- Nilai bakar solar = 19860 Btu/lbm
- ρ bahan bakar solar = 0,89 kg/l
- Daya *output* generator = 800 kW
- Daya generator yang dihasilkan = 834.683,80 btu/jam

- Jumlah bahan bakar

$$= \frac{834.683,80 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lbm}} = 42,0283 \text{ lbm/jam (19,0637 kg/jam)}$$
- Kebutuhan solar

$$= \frac{19,0637 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/liter}} = 21,4199 \text{ liter/jam}$$
- Kebutuhan total solar untuk 2 generator

$$= 2 \times 21,4199 \text{ liter/jam} = 42,8399 \text{ liter/jam}$$
- Uap dari ketel yang dihasilkan = 37.293,48 kg/jam
- Panas laten *saturated steam* (400 °C) = 2.099,300 kJ/kg (Reklaitis, 1983)
- Panas yang dibutuhkan ketel

$$= 37.293,48 \text{ kg/jam} \times 2.099,300 \text{ kJ/kg}$$

$$= 78.290.207,63 \text{ kJ/jam (74.204.799,14 Btu/jam)}$$
- Efisiensi ketel uap 80%, sehingga panas yang harus disupply ketel yaitu:

$$= \frac{74.204.799,14 \text{ Btu/jam}}{80\%} = 92.755.988,93 \text{ Btu/jam}$$
- Jumlah bahan bakar

$$= \frac{92.755.998,93 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lbm}} = 4.670,4934 \text{ lbm/jam (2.118,5001 kg/jam)}$$

- Kebutuhan solar

$$= \frac{2.118,5001 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/liter}} = 2.380,3372 \text{ liter/jam}$$
- Total kebutuhan solar

$$= 42,8399 + 2.380,3372 = 2.423,1771 \text{ liter /jam.}$$

7.11 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mengolah limbahnya sebelum di buang ke alam.

Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Berdasarkan peraturan pemerintah nomor 82 tahun 2001 tentang pengelolaan kualitas air dan pengendalian pencemaran air menerangkan bahwa pengelolaan kualitas air dilakukan untuk menjamin kualitas air yang diinginkan sesuai peruntukannya agar tetap dalam kondisi alamiahnya. Selain itu, pengendalian pencemaran air dilakukan untuk menjamin kualitas air agar sesuai dengan baku mutu air melalui upaya pencegahan dan penanggulangannya.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Isopropil Benzena sebagai berikut.

a. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik asam akrilat antara lain adalah limbah hasil penyucian peralatan, limbah domestik dan limbah laboratorium yang akan dikumpulkan menjadi satu lalu diproses sebelum dibuang kelingkungan.

1. Limbah proses

Limbah proses berupa senyawa organik yaitu kondensat bekas yang tidak dapat digunakan kembali, limbah akibat zat-zat yang terbang, bocor, ataupun tumpah , dan air sisa.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran- kotoran yang

melekat pada peralatan pabrik. Contohnya limbah resin atau penukar ion pada kation dan anion exchanger di utilitas.

3. Limbah domestik dan kantor

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat atau cair. Limbah ini termasuk juga didalamnya limbah B3 seperti kaporit, baterai bekas, lampu neon, serta produk pembersih dan komestik berbahaya.

4. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang digunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratirum juga termasuk limbah B3 karena buangan bahan-bahan kimia seperti H_2SO_4 , NaOH dan bahan kimia laboratorium yang tidak lagi diperlukan.

5. Limbah Minyak

Limbah yang berasal dari minyak bekas, pelumas dan bahan bakar lainnya yang terkontaminasi oleh zat berbahaya. Contohnyaa seperti minyak sisa dari domestik dan sisa bahan bakar dari proses dan utilitas.

Dalam hal ini, limbah B3 yang dihasilkan tidak diolah sendiri melainkan diolah oleh pihak ketiga pengolahan limbah cair B3.

Adapun langkah-langkah proses *waste water treatment* adalah sebagai berikut.

1) Kolam Anaerobik

Di dalam kolam *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (USAB) ini, air limbah dari dasar kolam naik melewati lumpur anaerobik dalam bentuk *pellet*/granular. Setelah itu, air limbah mengalir melalui separator 3 fasa (air-lumpur-biogas) yang ada pada bagian atas kolam untuk memisahkan larutan dengan biogas, sedangkan lumpur bakteri keluar dari blanket yang kemudian kembali ke

kolam. *Efluent* kolam anaerobik mengalir ke unit fakultatif, dimana BOD dan COD air limbah diturunkan lebih lanjut sampai batas yang ditetapkan oleh pemerintah. Biogas yang terbentuk dari kolam anaerobik dibakar.

2) Kolam Fakultatif

Unit proses fakultatif berfungsi untuk menguraikan kandungan bahan pencemar organik yang masih mengandung senyawa organik karbon (BOD dan COD) yang cukup tinggi yaitu 250 – 400 mg/liter, sehingga memenuhi persyaratan *influent* untuk diolah pada unit proses fakultatif. Desain teknis unit proses fakultatif ini pada umumnya berbentuk kolam penampungan yang menerima *influent leachate* dari unit proses anaerobik. Desain untuk bak ini berupa kolam penampungan yang berbentuk persegi panjang dengan kedalaman 1-2 meter. Dari unit ini selanjutnya *leachate* dialirkan ke unit proses pengolahan anaerobik dengan sistem pengaliran secara gravitasi.

3) Kolam Aerobik

Kolam aerobik berfungsi menguraikan bahan organik yang terdapat pada lumpur tinja dengan menggunakan bakteri pengurai aerob yang dibiakkan dengan tekanan udara yang dihasilkan oleh komposer yang bertujuan untuk memasukkan oksigen (secara mekanis maupun alami). Dalam kolam ini air limbah yang keluar dari kolam fakultatif diolah dengan menggunakan mikroorganisme aerobik. Aerasi diperlukan pada unit ini untuk keperluan mikroorganisme. Dalam unit ini senyawa-senyawa dalam air limbah diubah menjadi mikroba baru dan senyawa yang lebih sederhana.

b. Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan adalah katalis yang sudah habis massa aktifnya. Penanganannya adalah dengan mengemas katalis non aktif tersebut sedemikian rupa sehingga terhindar dari kebocoran dan kemudian dibuang pada tempat pembuangan akhir bahan-bahan berbahaya. Limbah padat juga dihasilkan dari residu pengolahan limbah cair (*waste water treatment plant*) yang sebagian besar komposisi penyusunnya adalah limbah padat organik dari *refinery* atau

pemurnian air. Limbah ini tergolong B3 dan tidak diolah sendiri melainkan oleh pihak ketiga industri pengolahan limbah padat B3.

c. Limbah Gas

Limbah gas buangan dari proses dilakukan proses pembakaran atau *flarring* dari keluaran atas menara distilasi 2 (MD-02).

d. Limbah B3

Pengolahan limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) penting dilakukan agar limbah tersebut tidak menimbulkan dampak negative bagi lingkungan dan kesehatan manusia. Di banyak negara, termasuk Indonesia, terdapat peraturan dan regulasi yang mengatur pengolahan limbah B3. Di Indonesia, ada beberapa peraturan terkait pengolahan limbah B3 adalah :

- Undang-Undan Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengolahan Lingkungan Hidup bahwa "Setiap orang yang memasukkan ke dalam wilayah Negara Kesatuan republik Indonesia, menghasilkan, mengangkut, mengedarkan, menyimpan, memanfaatkan, membuang, mengolah, dan.atau menimbun B3 wajib melakukan pengelolaan B3"
- Peraturan Pemerintah No.74 Tahun 2001 tentang Pengelolaan Bahan Berbahaya dan Beracun
- Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 03 Tahun 2008 tentang Tata Cara Pemberian Simbol dan Label Bahan Berbahaya dan Beracun.
- Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 02 Tahun 2010 tentang Penggunaan Sistem Elektronik Registrasi Bahan Berbahaya dan Beracun dalam kerangka *Indonesia National Single Window* di Kementerian Lingkungan Hidup.

Adapun pengelompokkan limbah B3 berdasarkan sifatnya-sifatnya:

1. Bahan Kimia Berbahaya

Limbah B3 ini mencakup Limbah B3 jenis ini mencakup bahan-bahan kimia yang berpotensi merusak lingkungan atau menyebabkan bahaya kesehatan.

Contohnya bahan pelarut organik, asam, logam berat, bahan radioaktif, dan bahan kimia lain yang dapat mencemari air, tanah, atau udara.

2. Bahan Infeksius atau Berbahaya Biologis

Limbah B3 ini meliputi bahan-bahan biologis yang berpotensi mengandung patogen atau zat berbahaya lainnya. Ini termasuk limbah laboratorium, bahan-bahan laboratorium yang terkontaminasi atau yang sudah kadaluarsa. Bahan-bahan laboratorium yang termasuk B3 yaitu H_2SO_4 , NaOH, dll.

3. Bahan Mudah Terbakar atau Mudah Meledak

Limbah B3 jenis ini melibatkan bahan yang dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan. Termasuk dalam kategori ini adalah bahan yang mudah terbakar seperti bahan pelarut organik, serta bahan yang memiliki sifat reaktif dan dapat melepaskan gas atau panas secara tiba-tiba. Contohnya yaitu propilen, oksigen dan sisa solar.

4. Bahan yang Merusak Ekosistem atau Mengganggu Ekologi

Limbah B3 ini mencakup bahan-bahan yang dapat merusak ekosistem dan mengganggu organisme di dalamnya. Contohnya adalah limbah yang mengandung bahan-bahan beracun yang dapat mencemari tanah, air, dan mempengaruhi keberlanjutan ekosistem.

Identifikasi Limbah B3 pada pabrik Isopropil Benzena :

- a. Mudah terbakar, contohnya propilen, oksigen, H_2SO_4 , Fuel oil
- b. Pengoksidasi, contohnya oksigen, NaOH, $Ca(OCl)_2$
- c. Mudah meledak, contohnya propilen
- d. Sangat beracun, contohnya propilen, oksigen, katalis bismuth molibdat, H_2SO_4
- e. Korosif, contohnya propilen, oksigen, katalis bismuth molibdat, $Al_2(SO_4)_3$, NaOH, Na_2CO_3 , $Ca(OCl)_2$, H_2SO_4 , Fuel Oil
- f. Karsiogenik, contohnya propilen, oksigen, katalis bismuth molibdat

7.12 Spesifikasi Peralatan Utilitas

7.12.1 Pompa Air Sungai (P-401)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Memompa air sungai ke bak penampungan air |
| Jenis | : Pompa Sentrifugal |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>Standby</i>) |
| Bahan Konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4818 ft ³ /s |
| Daya pompa | : 2,2277 Hp |

7.12.2 Bak Penampungan Air (B-401)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia. |
| Jenis | : Bak dengan permukaan bentuk persegi |
| Jumlah | : 4 Unit |
| Bahan Kontruksi | : Beton |
| Panjang | : 17,3682 m |
| Lebar | : 8,6841 m |
| Tinggi | : 8,6841 m |

7.12.3 Pompa Bak Penampung (P-402)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Memompa air dari bak penampungan air ke <i>clarifer</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>standby</i>) |
| Bahan kontruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4818 ft ³ /s |
| Daya pompa | : 2,2277 Hp |

7.12.4 Tangki Pelarut Alumina Sulfat Al₂(SO₄)₃ (T-401)

| | |
|--------|--|
| Fungsi | : Membuat larutan alum Al ₂ (SO ₄) ₃ |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |

| | |
|----------------------|---|
| Jumlah | : 1 Unit |
| Bahan Kontruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Kapasitas | : 109,4789 ft ³ (3,1003 m ³) |
| Tinggi | : 8,2322 ft (98,7864 in) |
| Diameter | : 4,1161 ft (49,3932 in) |
| Jenis Pengaduk | : <i>Flat six turbin impeller</i> |
| Jumlah <i>Buffle</i> | : 4 buah |
| Daya Motor | : 0,0038 Hp |

7.12.5 Pompa Pelarut Alumina Sulfat Al₂(SO₄)₃ (P-403)

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Memompa alumina dari tangki pelarutan ke <i>clarifer</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>standby</i>) |
| Bahan kontruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,000017 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,00043 Hp |

7.12.6 Tangki Pelarut Soda Abu (Na₂CO₃) (T-402)

| | |
|----------------------|---|
| Fungsi | : Membuat larutan soda abu (Na ₂ CO ₃) |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Jumlah | : 1 Unit |
| Bahan Kontruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Kapasitas | : 101,2083 ft ³ (2,8659 m ³) |
| Tinggi | : 8,0193 ft (96,2316 in) |
| Diameter | : 4,0096 ft (48,1152 in) |
| Jenis Pengaduk | : Flat six turbin impeller |
| Jumlah <i>Buffle</i> | : 4 buah |
| Daya Motor | : 0,0032 Hp |

7.12.7 Pompa Soda Abu (Na₂CO₃) (P-404)

| | |
|--------|---|
| Fungsi | : Memompa soda abu dari tangki pelarutan ke <i>clarifer</i> |
|--------|---|

| | |
|-----------------|---------------------------------|
| Jenis | : Pompa injeksi |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>standby</i>) |
| Bahan kontruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,000097 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0.000025 Hp |

7.12.8 Clarifier (CL-401)

| | |
|-----------------|---|
| Fugsi | : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena pengendapan bahan alumina dan soda abu |
| Tipe | : <i>EksternaL solid recirculation clarifer</i> |
| Jumlah | : 1 Unit |
| Bahan Kontruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Kapasitas air | : 3.469,1645 ft ³ |
| Tinggi | : 5,9326 m |
| Diameter | : 3,9550 m |

7.12.9 Pompa Clarifier (P-405)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Memompa air dari clarifier air ke <i>sandfilter</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>standby</i>) |
| Bahan kontruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4818 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 2,2277 Hp |

7.12.10 Sand filter (SF-401)

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari <i>clarifier</i> |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Bahan kontruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kapasitas | : 433,6570 ft ³ |

| | |
|--------------|----------------------------|
| Tinggi | : 11,5281 ft (138,3372 in) |
| Diameter | : 8,6461 ft (103,7532 in) |
| Tebal tangki | : 0,1099 in |

7.12.11 Pompa *Sand filter* (P-406)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa air dari <i>sandfilter</i> ke tangki air |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Jumlah | : 2 Unit (1 <i>standby</i>) |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4818 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 2,2277 Hp |

7.12.12 Tangki Air Utama (T-403)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Tempat menampung air sementara sebelum di distribusikan ke unit lain |
| Jenis | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kapasitas | : 1.734,6317 ft ³ (49,119 m ³) |
| Diameter | : 15,2341 ft (4,6433 m) |
| Tinggi | : 11,4256 ft (3,4825 m) |
| Tebal tangki | : 0,3035 in |

7.12.13 Pompa Air Domestik (P-407)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa air dari <i>sandfilter</i> ke tangki penampungan air utama |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4818 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 2,2201 Hp |

7.12.14 Tangki Penampungan Air Domestik (T-404)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Menampung air domestik |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kapasitas | : 4,8783 m ³ (172,2755 ft ³) |
| Diameter | : 2,1503 m (7,0549 ft) |
| Tinggi | : 1,6127 m (5,2912 ft) |
| Tebal tangki | : 0,1979 in |

7.12.15 Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂] (T-407)

| | |
|----------------------|---|
| Fungsi | : Tempat pembuatan larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kapasitas | : 1,1865 ft ³ (0,0336 m ³) |
| Tinggi | : 1,0660 ft (0,3249 m) |
| Diameter | : 1,5991 ft (0,4874 m) |
| Jenis Pengaduk | : Flat six turbin impeller |
| Jumlah <i>Baffle</i> | : 4 buah |
| Daya Motor | : 5,18168E-07 |

7.12.16 Pompa Kation *Exchanger* (P-408)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa air dari tangki air ke kation <i>exchanger</i> . |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Laju volumetrik | : 0,4337 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,8126 Hp |

7.12.17 Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (CE-401)

| | |
|--------------------------------|---|
| Fungsi | : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler) |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 Unit |
| Volume | : 55,3011 m ³ (1.952,93 ft ³) |
| Diameter _(silinder) | : 3,7016 m (12,1443 ft) |
| Tinggi _(Silinder) | : 5,5525 m (18,2168 ft) |
| Tebal _(silinder) | : 0,2957 in |
| Tinggi _(tutup) | : 0,9254 m (3,0360 ft) |

7.12.18 Tangki Pelarutan H₂SO₄ (T-408)

| | |
|----------------------|---|
| Fungsi | : Tempat membuat larutan asam sulfat (H ₂ SO ₄) untuk dialirkan menuju <i>cation exchanger</i> |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Jumlah | : 1 Unit |
| Bahan Kontruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Kapasitas | : 800,9860 ft ³ |
| Tinggi | : 2,8485 m |
| Diameter | : 2,8485 |
| Jenis Pengaduk | : Flat six turbin impeller |
| Jumlah <i>Baffle</i> | : 4 buah |
| Daya Motor | : 0,0237 Hp |

7.12.19 Pompa H₂SO₄ (P-409)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa asam sulfat ke <i>cation exchanger</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,00021 ft ³ /det |

Daya pompa : 0,0004 Hp

7.12.20 Pompa *Anion Exchanger* (P-410)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*.
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 2 unit (1 *standby*)
 Laju volumetrik : 0,4337 ft³/det
 Daya pompa : 0,8126 Hp

7.12.21 Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (AE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)
 Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 Unit
 Volume : 55,3011 m³ (1.952,93 ft³)
 Diameter_(silinder) : 3,7016 m (12,1443 ft)
 Tinggi_(silinder) : 5,5525 m (18,2168 ft)
 Tebal_(silinder) : 0,2957 in
 Tinggi_(tutup) : 0,9254 m (3,0360 ft)

7.12.22 Tangki Pelarutan NaOH (T-409)

Fungsi : Tempat pembuatan larutan (NaOH) untuk dialirkan menuju Anion Exchanger
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Jumlah : 1 Unit
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Kapasitas : 442,6622 ft³
 Tinggi : 3,5064 m

| | |
|----------------------|----------------------------|
| Diameter | : 2,3376 m |
| Jenis Pengaduk | : Flat six turbin impeller |
| Jumlah <i>Buffle</i> | : 4 buah |
| Daya Motor | : 0,0121 Hp |

7.12.23 Pompa NaOH (P-411)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa NaOH ke anion <i>exchanger</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0008 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,0002 Hp |

7.12.24 Tangki Penampungan Air Lunak (T-410)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Tempat penampungan air sementara untuk di distribusikan ke boiler dan unit proses |
| Bentuk | : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kapasitas | : 44,2409 m ³ (1.562,3526 ft ³) |
| Diameter | : 4,4842 m (14,7121 ft) |
| Tinggi | : 3,3632 m (11,0341 ft) |
| Tebal tangki | : 0,2961 in |

7.12.25 Pompa Tangki Air Lunak (P-412)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa air dari kation <i>exchanger</i> ke anion <i>exchanger</i> |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |

| | |
|-----------------|-------------------------------|
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,3674 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 1,6844 Hp |

7.12.26 Daerator (DE-401)

| | |
|--------------------------------|--|
| Fungsi | : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan boiler) |
| Bentuk | : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 Unit |
| Volume <u>Silinder</u> | : 56,1806 m ³ (1.983,9991 ft ³) |
| Diameter _(silinder) | : 3,5017 m |
| Tinggi _(silinder) | : 5,2526 m |
| Tebal _(silinder) | : 0,2834 in |
| Tinggi _(tutup) | : 0,8754 m |

7.12.27 Pompa Dearator (P-413)

| | |
|------------------|---------------------------------------|
| Fungsi | : Memompa air dari dearator ke boiler |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,3674 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 1,6844 Hp |

7.12.28 Boiler (BO-401)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Menyediakan uap untuk keperluan proses |
| Jenis | : Fired Tube Boiler |
| Jumlah | : 1 unit |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel</i> |
| Daya boiler | : 2.216,69 Hp |

7.11.29 Water Cooling Tower (WCT-401)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Mendinginkan air sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali. |
| Jenis | : <i>Mechanical draft cooling tower</i> |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i> |
| Jumlah | : 1 unit |
| Luas | : 21,7326 ft ² |

7.12.30 Pompa Water Cooling Tower (P-414)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Memompa air dari menara air pendingin ke tangki air |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0665 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,1871 Hp |

7.12.31 Pompa Limbah Cair (P-415)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa limbah cair domestik ke unit pengolahan limbah |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0412 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,0702 Hp |

7.12.32 Bak Penampungan (B-402)

| | |
|------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Menampung air buangan sementara |
| Bahan konstruksi | : Beton kedap air |
| Jumlah | : 1 unit |
| Volume | : 785,6456 m ³ |
| Panjang | : 14,6474 m |

| | |
|--------|------------|
| Lebar | : 7,3237 m |
| Tinggi | : 7,3237 m |

7.12.33 Pompa Bak Netralisasi (P-416)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | : Memompa limbah cair dari penampungan ke bak penetralan |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0412 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,0702 Hp |

7.12.34 Bak Penetralan (B - 403)

| | |
|------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Tempat penetralan limbah pabrik |
| Bahan konstruksi | : Beton kedap air |
| Jumlah | : 1 unit |
| Volume | : 336,7052 m ³ |
| Panjang | : 11,0434 m |
| Tinggi | : 5,5217 m |

7.12.35 Pompa Bak Pengendapan (P-417)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Memompa limbah cair dari bak penetralan ke bak pengendapan. |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0412 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,0702 Hp |

7.12.36 Bak Pengendapan (B-404)

| | |
|--------|--|
| Fungsi | : Mengilangkan padatan dengan cara pengendapan |
|--------|--|

| | |
|-----------------|---|
| Jenis | : Bak dengan permukaan bentuk persegi |
| Bentuk | : Persegi panjang, alas berbentuk kerucut |
| Jumlah | : 1 unit |
| Bahan Kontruksi | : Beton kedap air |
| Volume | : 224,4701 m ³ |
| Panjang | : 9,6473 m |
| Lebar | : 4,8236 m |
| Tinggi | : 4,8236 m |

7.12.37 Pompa Bak Pengendapan (P-418)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Memompa limbah cair dari bak pengendapan ke tangki sedimentasi. |
| Jenis | : Pompa sentrifugal |
| Bahan kontruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>standby</i>) |
| Laju volumetrik | : 0,0412 ft ³ /det |
| Daya pompa | : 0,0702 Hp |

7.12.38 Bak Sedimentasi Akhir (B-408)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Mengendapkan flok biologis |
| Bentuk | : Persegi panjang, alas berbentuk kerucut |
| Bahan kontruksi | : Beton |
| Volume | : 1.347,36 m ³ |
| Diameter | : 11,3733 m |
| Tinggi | : 17,0600 m |

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

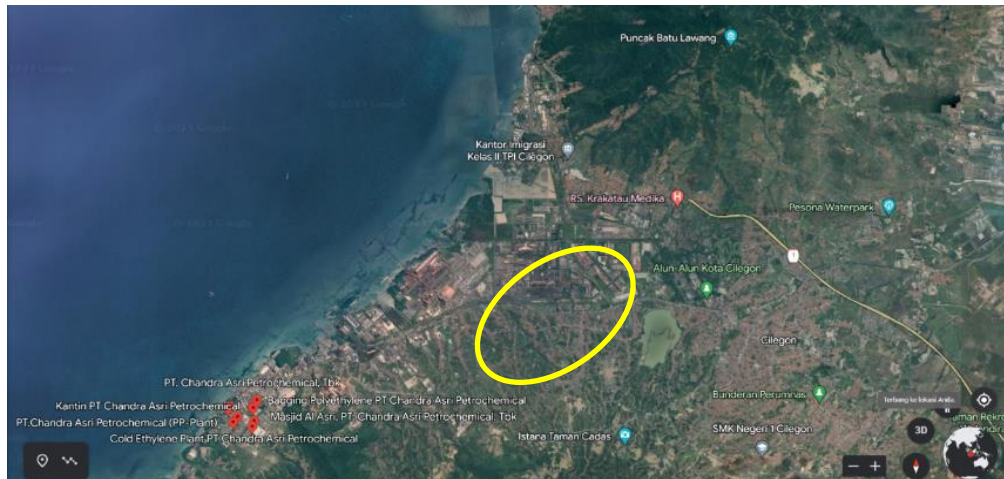
8.1 Tinjauan Umum

Lokasi pabrik penting bagi suatu pendirian pabrik karena dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan serta dapat menentukan kelangsungan hidup dari pabrik tersebut. Lokasi pabrik sangat mempengaruhi dalam kelancaran proses produksi dari pabrik. Disamping itu banyak faktor=faktor yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik. Maka dari itu lokasi pabrik harus dipilih ditempat yang strategis. Pemilihan lokasi pabrik harus dapat memberikan keuntungan dalam jangka panjang serta dapat memungkinkan untuk memperluas area pabrik. Tata letak peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting dalam memperkirakan biaya sebelum mendirikan pabrik. Pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah dari peralatan serta kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat digunakan terhadap biaya bangunan serta tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian pabrik.

8.2 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan lokasi yang ditetapkan dalam menjalankan serta mendukung dalam proses produksi melalui penyediaan dari fasilitas-fasilitas dari produksi. Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pabrik Isopropil Benzena ini direncanakan berdiri di daerah Cilegon, Provinsi Banten. Kota ini memiliki julukan kota industri karena berdiri beberapa perusahaan besar dibidang yang berbeda-beda, yaitu PT. Cilegon Fabricators, PT. Krakatau *Steel*, PT. Chandra Asri *Petrochemical*, PT. Dover *Chemical*, PT Standard Toyo Polimer, PT Unggul Indah Jaya, dan PT. Cerestar

Flour Mills. Berikut ini peta lokasi prarancangan pabrik Isopropil Benzena dapat dilihat pada Gambar 8.1 dibawah ini,



Gambar 8.1 Lokasi Pra-rancangan Pabrik Isopropil Benzena

Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal yang dapat menguntungkan pabrik yaitu kemampuan mendapatkan bahan baku dengan harga relatif lebih murah, kemudian untuk mendapatkan tenaga kerja, serta kemampuan dalam melayani konsumen dan kemudahan dalam hal transportasi. Penentuan lokasi pabrik harus memperlihatkan beberapa faktor yang berpengaruh pada pabrik yang akan didirikan diantaranya faktor utama dan faktor khusus.

8.2.1 Faktor Utama

Dalam melakukan prancangan pabrik terdapat beberapa hal menjadi faktor utama yaitu:

1. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor penting yang menentukan demi kelangsungan produksi dimana benzena dan propilena didapatkan dari dalam negeri. Bahan baku benzena diperoleh dari Kilang *Paraxylene* Pertamina RU IV di Cilacap dengan kapasitas 120.000 ton/tahun dan propilena diperoleh dari PT. Chandra Asri *Petrochemical* di Cilegon dengan Kapasitas 240.000 ton/tahun sedangkan katalis Asam Fosfat (H_3PO_4) diekspor dari Shenyang Rainda *Chemical Co* di Tiongkok bagian Timur. Kedua bahan baku yang diperoleh dari dalam negeri dapat melalui jalur darat sehingga memudahkan transportasi begitu

juga dengan katalisator yang diperoleh dari China dapat menggunakan jalur laut dan udara.

2. Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung suatu proses dalam pabrik. Tanpa adanya utilitas dapat dilakukan pabrik tidak dapat beroperasi. Utilitas berperan sebagai penyuplai bahan bakar, air, *steam* hingga listrik. Kebutuhan air dalam rancangan pabrik asam asetat ini didapatkan dari air sungai Cisadane yang memiliki debit aliran normal 70 m³/detik (Pusat Teknologi Lingkungan, 2021) yang berada dikawasan Cilegon dengan panjang sungai 1.047 km dari kawasan hulu hingga hilir, yang akan diproses oleh pabrik menjadi air proses, air domestik dan air umpan boiler, sedangkan kebutuhan listrik akan dipenuhi menggunakan generator.

Listrik sebagai penunjang operasional kegiatan pabrik disuplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), namun untuk menjamin operasional pabrik maka pabrik memiliki generator pembangkit listrik dengan bahan bakar solar. Bahan bakar solar diperoleh dari PT Pertamina.

3. Transportasi

Transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Dengan adanya fasilitas jalan raya, Pelabuhan laut dan udara yang memadai, maka pemilihan lokasi di Cilegon sangat tepat.

4. Tenaga Kerja

Penyediaan tenaga kerja tidak sulit karena dari tahun ketahun angka tenaga kerja selalu bertambah. Tersediannya tenaga kerja yang terampil diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi. Tenaga kerja dapat direkrut dari seluruh provinsi Banten dan sekitarnya. Diharapkan juga dengan adanya pabrik ini, dapat mengurangi pengangguran yang ada di Indonesia.

5. Sarana dan Prasarana

Pendirian pabrik didaerah dengan mempertimbangkan bahwa didaerah tersebut telah memiliki sarana dan prasarana yang meliputi jalan, bank, jaringan telekomunikasi, sarana Pendidikan dan hiburan sehingga dapat meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan.

6. Pemasaran Produk

Daerah pemasaran sebagian besar berada di luar kota Cilegon dan di provinsi Banten sehingga harus ditempuh terutama lewat jalur laut. Hal ini tidak menjadi masalah karena isopropil benzena adalah bahan baku yang sangat dibutuhkan bagi banyak industri terutama di Pulau Jawa yang selama ini penyediaannya sangat tergantung pada impor.

7. Perizinan dan Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait didalamnya kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja dan hasil pembangunan. Disamping itu, pabrik yang didirikan juga harus berwawasan lingkungan, artinya keberadaan pabrik tersebut tidak boleh mengganggu dan merusak lingkungan sekitar.

8. Perluasan Pabrik

Faktor ini berkaitan dengan pengembangan pabrik lebih lanjut. Cilegon merupakan kawasan industri sehingga lahan di daerah tersebut telah disiapkan untuk pendirian dan pengembangan suatu pabrik.

9. Kondisi Daerah Lokasi/Iklim

Kondisi alam (Iklim) dari suatu area yang akan dibangun pabrik haruslah mendukung, dalam arti kondisinya tidak terlalu mengganggu jalannya operasi pabrik. Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati dan dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang.

10. Bahaya Banjir dan Kesehatan

Pabrik yang akan didirikan harus memperhatikan keselamatannya. Kalimantan tidak termasuk daerah rawan banjir dan di kawasan ini memiliki keselamatan terpadu untuk menjaga dari hal-hal yang berbahaya.

8.3 Tata Letak Pabrik (*Plant Lay Out*)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan gerakan material proses dari

bahan baku menjadi produk. *Plant lay out* adalah fase yang termasuk dalam *design* dari suatu sistem produksi. Tujuan dari *lay out* adalah untuk mengembagkan sistem produksi sehingga dapat mencapai kebutuhan kapasitas dan kualitas dengan rencana yang paling ekonomis. Tujuan dari *lay out* yang baik, adalah:

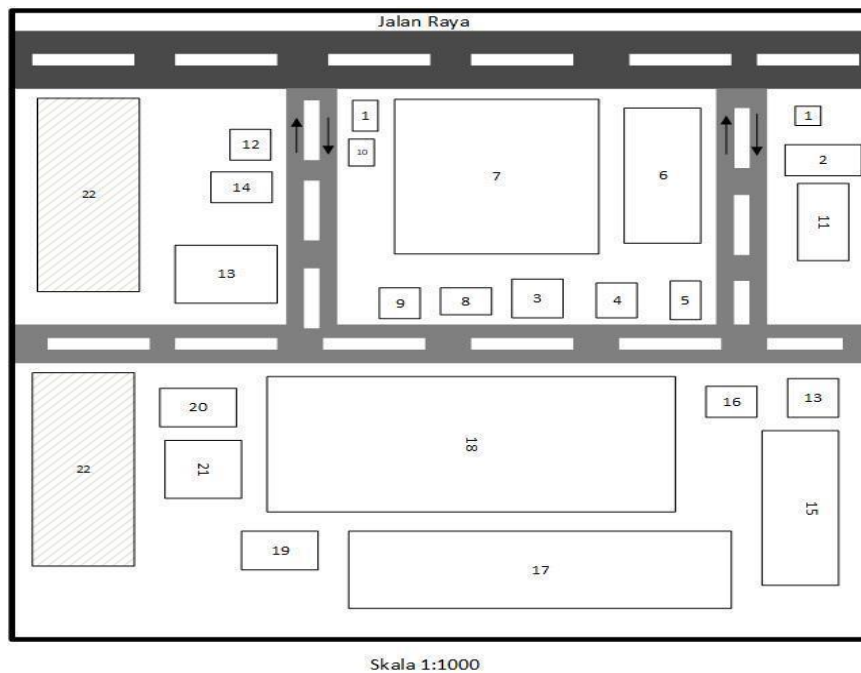
1. Mengurangi jarak pengangkutan material dan produk yang telah jadi sehingga mengurangi material *handling*.
2. Memperhatikan frekuensi arus pekerjaan
3. Memungkinkan ruang gerak yang cukup disekeliling tiap mesin, untuk dapat direparasi dengan mudah.
4. Mengurangi ongkos produksi, karena cost ditekan semimum mungkin.
5. Memberikan hasil produksi yang baik.
6. Mengurangi *capital investment*
7. Mengusahakan penggunaan yang lebih efisien dari ruangan/lantai baik dalam arah horizontal maupun dalam arah vertikal.
8. Mengurangi *delays* (kelambatan) dalam pekerjaan
9. Dapat mengadakan pengawasan yang lebih baik

Faktor–faktor yang perlu diperhatikan dalam penyusunan *lay out*, antara lain:

1. Urutan proses produksi dan kemudahan/aksesibilitas operasi, jika Isopropil Benzena perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
2. Penambahan/perluasan lokasi untuk pabrik Isopropil Benzena ini yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada bahan baku maupun bahan pelengkap, pengadaan air, *steam*, tenaga listrik dan bahan bakar, bengkel serta peralatan pendukung lainnya.
4. Adanya pemeliharaan dan perbaikan peralatan secara berkala membuat usia peralatan semakin lama.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan

kerja.

6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Masalah pembuangan limbah cair.
8. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.
9. Letak tempat, Misalnya di suatu lokasi yang agak tinggi, bila digunakan untuk menempatkan tangki penyimpanan katalis maka cairan dalam tangki tersebut dapat dialirkan ketempat yang lebih rendah tanpa menggunakan pompa.
10. Fasilitas jalan, gudang, dan kantor sebaiknya ditempatkan dekat jalan, tujuannya untuk memperlancar arus lalu lintas.
11. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
12. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:
 - a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan hasil produksi, sehingga mengurangi biaya material handling.
 - b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di *blowdown*.
 - c. Mengurangi ongkos produksi.
 - d. Meningkatkan keselamatan kerja.
 - e. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena

Keterangan lokasi pabrik :

- | | |
|-------------------------|------------------------|
| 1. Pos keamanan | 10. Klinik |
| 2. Garasi | 11. Pemadam |
| 3. Parkir karyawan | 12. Unit utilitas |
| 4. Kantin | 13. Unit proses |
| 5. Kantor | 14. Masjid |
| 6. Bengkel | 15. Pembangkit listrik |
| 7. Gudang | 16. Area perluasan |
| 8. <i>Controll room</i> | 17. Pengolahan pabrik |
| 9. Laboratorium | 18. Pengolahan pabrik |

8.4 Perincian Luas Tanah

Luasan pabrik perlu dirancang untuk mendapatkan kelancaran produksi dan meminimalkan biaya produksi. Untuk memperkirakan luasan pabrik dapat dimulai dari rangkaian proses yang ada, selanjutnya dengan memperhatikan fasilitas penunjang untuk kelancaran proses kebutuhan ruang proses dapat diperkirakan. Beberapa fasilitas proses produksi beserta penunjangnya adalah sebagai berikut:

- a. Pos keamanan
- b. Fasilitas untuk bahan baku dan bahan jadi, antara lain: parkir kendaraan besar (truk), penimbangan dan gudang bahan baku.
- c. Fasilitas proses produksi, antara lain: ruang proses, laboratorium, litbang (*research and development*), gudang bahan jadi, boiler, genset, unit pengolahan air, pemadam kebakaran, *storage* bahan bakar, bengkel dan garasi
- d. Perkantoran.
- e. Fasilitas umum, dengan fasilitas: parkir kendaraan karyawan, ruang serbaguna, perpustakaan, toilet, mushola, poliklinik dan kantin
- f. Fasilitas umum, yaitu parkir kendaraan tamu
- g. Lingkungan hidup dengan fasilitas taman.
- h. Perluasan pabrik.

Luas area yang diperlukan untuk lokasi pabrik pembuatan isopropil benzena diperkirakan sebagai berikut:

Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

| No | Bangunan | Luas (m ²) |
|----|-------------------------|------------------------|
| 1 | Pos keamanan | 200 |
| 2 | Parkir | 450 |
| 3 | Taman | 1.300 |
| 4 | Areal proses | 15.000 |
| 5 | Areal produk | 600 |
| 6 | Ruang kontrol | 400 |
| 7 | Perkantoran | 1.000 |
| 8 | Unit pengembangan | 200 |
| 9 | Bengkel | 550 |
| 10 | Unit pengolahan air | 600 |
| 11 | Unit pembangkit listrik | 550 |
| 12 | Laboratorium | 400 |
| 13 | Poliklinik | 450 |

| | | |
|--------------|------------------------|---------------|
| 14 | Unit pemadam kebakaran | 600 |
| 15 | Gudang peralatan | 400 |
| 16 | Kantin | 120 |
| 17 | Tempat ibadah | 730 |
| 18 | Unit pengolahan limbah | 600 |
| 19 | Areal perluasan | 900 |
| 20 | Jalan | 2000 |
| 21 | Perumahan karyawan | 2000 |
| 22 | Areal antar bangunan | 800 |
| 23 | Perpustakaan | 200 |
| Total | | 30.050 |

Maka total luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik pembuatan isopropil benzena adalah 30.050 m².

8.5 Tata Letak Peralatan Proses

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan Pabrik Isopropil Benzena ini adalah:

1. Aliran bahan baku dan produk
Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi
2. Aliran udara
Aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.
3. Pencahayaan
Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai terutama pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.

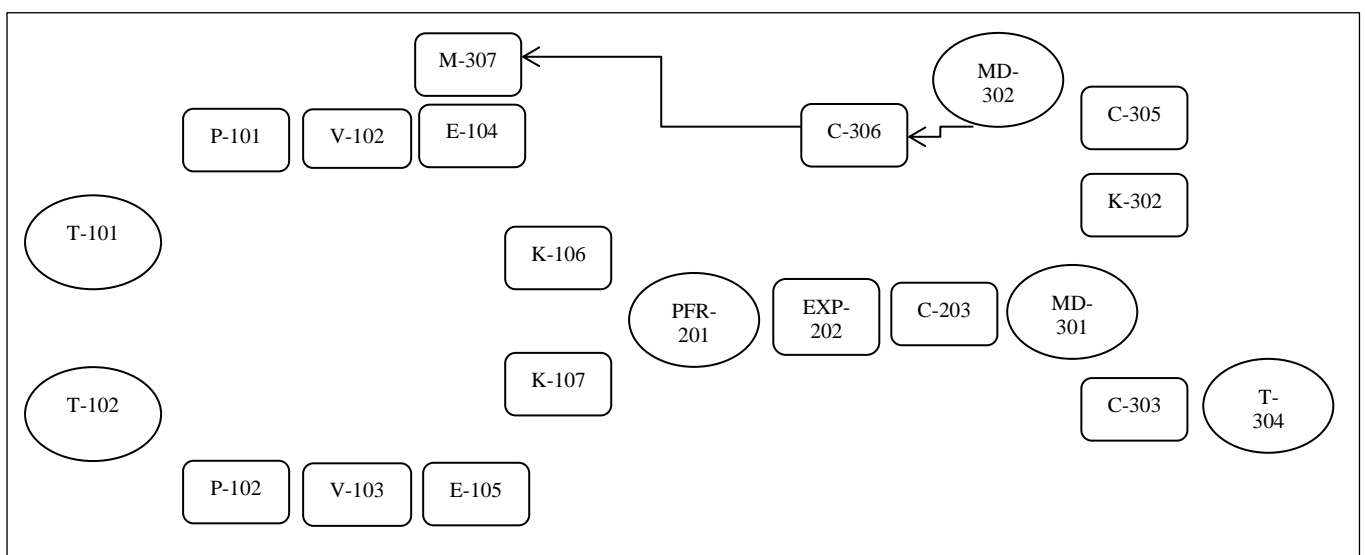
5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain.

6. Setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas kerja. Tata letak peralatan proses didasarkan pada area persiapan bahan baku, tahap rekasi, tahap penanganan poduk utama dan tahap penanganan produk samping.

Adapun tata letak peralatan proses pabrik Isopropil Benzena dapat dilihat pada Gambar 8.3.



Gambar 8.3 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Isopropil Benzena

Keterangan:

| | |
|---------|---|
| T-101 | = Tangki Penyimpanan Benzena |
| T-102 | = Tangki Penyimpanan Propilena |
| P-101 | = Pompa Benzena |
| P-102 | = Pompa Propilena |
| V-102 | = Vaporizer benzena |
| V-102 | = Vaporizer propilena |
| E-104 | = <i>Heat Exchanger</i> benzena |
| E-105 | = <i>Heat Exchanger</i> propilena |
| K-106 | = Kompresor benzena |
| K-107 | = Kompresor propilena |
| PFR-201 | = Reaktor <i>Plug Flow Tank Reactor</i> |
| EXP-202 | = Ekspander keluaran reaktor |
| C-203 | = <i>Cooler</i> keluaran reaktor |
| MD-301 | = Menara destilasi produk reaktor |
| C-303 | = <i>Cooler</i> produk isopropil benzena |
| T-301 | = Tangki penyimpanan isopropil benzena |
| K-302 | = Kompresor produk atas destilasi |
| C-305 | = <i>Cooler</i> produk atas destilasi |
| MD-302 | = Menara destilasi pemisahan benzena <i>recycle</i> |
| C-306 | = <i>Cooler</i> benzena <i>recycle</i> |
| M-307 | = <i>Mixer</i> benzena <i>recycle</i> |

BAB IX

ORGANISASI PERUSAHAAN

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Kebersihan suatu industri untuk menghasilkan produk yang diinginkan juga sangat tergantung pada koordinasi, kerjasama dan faktor yang terkait seperti bahan baku, tenaga kerja, modal dan penguasaan teknologi proses, sehingga diperlukan suatu organisasi yang dapat mengendalikan faktor-faktor tersebut. Organisasi merupakan suatu bentuk dan hubungan yang dinamis yang dapat menyesuaikan diri dengan perubahan untuk mencapai tujuan yang diharapkan serta menciptakan suasana kerja yang baik dan hasil yang terbaik.

Organisasi dan manajemen perusahaan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan dalam sebuah perusahaan, hal ini menyangkut dengan peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang telah dihasilkan. Dalam upaya peningkatan efektifitas dan kinerja perusahaan maka pengaturan dan manajemen harus menjadi hal yang mutlak. Organisasi adalah sekelompok manusia yang bekerja sama dengan suatu perencanaan kerja dan peraturan untuk mencapai tujuan bersama (Wahono, 2011).

9.1 Bentuk - Bentuk Perusahaan

Dalam perkembangannya, perusahaan terbagi menjadi beberapa bentuk yang berbeda-beda dengan kelebihan serta kekurangannya masing-masing. Maka perlu adanya pemahaman untuk setiap bentuk perusahaan akan tidak sampai salah dalam membedakannya. Berikut beberapa bentuk perusahaan:

9.1.1 Perusahaan Perseorangan

Perusahaan perseorangan adalah perusahaan yang dimiliki oleh individu sebagai pemilik modal, pemimpin, pengelola. Biasanya bentuk ini digunakan bagi perusahaan kecil yang tidak memerlukan ijin secara khusus. Dikarenakan perusahaan dimiliki oleh perseorangan maka segala untung dan rugi

akanditanggung sendiri namun untuk rahasia perusahaan akan lebih terjaga dengan baik serta lebih mudah untuk membangun perusahaan perseorangan ini.

9.1.2 Persekutuan Komanditer (CV)

CV dimiliki oleh sedikitnya 2 orang sampai maksimal 5 orang. Perusahaan ini memang lebih mudah dikembangkan karena modal yang bisa didapatkan juga lebih besar. Namun memang tantangannya adalah dalam perusahaan ini lebih 95 rawan terhadap konflik serta tidak mudah untuk menarik kembali modal yang sudah ditanamkan terutama untuk sekutu

9.1.3 Persekutuan Firma

Persekutuan firma memiliki batas maksimal yang lebih besar dari CV yaitu bisa mencapai 10 orang yang bersekutu untuk mengembangkan sebuah perusahaan. Dalam firma ini tanggung jawab yang dimiliki masing-masing anggota tidak terbatas. Sementara untuk keuntungan serta kerugian akan dibagi berdasarkan besaran modal yang ditanamkan setiap anggota perusahaan. Untuk bisa mendirikan perusahaan ini dengan baik maka ada beberapa persyaratan surat-surat resmi yang harus diselesaikan terlebih dahulu.

9.1.4 Perseroan Terbatas (PT)

PT terdiri dari pemegang saham yang memiliki tanggung jawab secara terbatas sesuai dengan besaran modal yang ditanamkan. Jika sampai terjadi kebangkrutan maka PT tersebut namanya bisa saja dijual. Keunggulan dari bentuk perusahaan ini adalah memiliki kelangsungan perusahaan yang lebih terjamin, mudah untuk mendapatkan kredit bank serta saham yang dimiliki bisa diperjual-belikan.

9.1.5 Badan Usaha Milik Negara (BUMN)

BUMN adalah perusahaan yang (utamanya) melayani kepentingan umum dengan modal usaha berasal dari pemerintah. Selain BUMN ada juga Badan Usaha Milik Daerah (BUMD) yang keseluruhan atau sebagian modalnya adalah milik pemerintahan dengan pimpinan yang diangkat oleh Gubernur secara langsung.

9.1.6 Yayasan

Yayasan adalah badan usaha yang memang bergerak untuk bidang sosial serta bisnis sekaligus. Dalam yayasan ini biasanya berbagai hal yang berkaitan akan tertera dalam akta pendiriannya.

9.1.7 Koperasi

Koperasi beranggotakan orang-orang yang akan melaksanakan suatu usaha berdasarkan asas kekeluargaan, modalnya berasal dari simpanan pokok, simpanan wajib dan hibah dari anggotanya sendiri. Beberapa jenis koperasi yaitu produksi, pemasaran, konsumsi atau simpan pinjam.

Dari beberapa bentuk perusahaan ini memang memiliki skala dan pasarnya masing-masing. Sehingga dalam pendiriannya perlu diperhatikan dengan baik agar tidak sampai ada hal yang nantinya justru akan merugikan bagi pemilik usaha. Maka ada pertimbangan khusus yang memang sebaiknya dilakukan sebelum memilih bentuk perusahaan yang akan dikembangkan agar perjalanannya nanti akan lebih mulus serta menguntungkan untuk siapapun terlibat di dalamnya.

Bentuk badan usaha dalam Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena yang direncanakan ini adalah perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). PT adalah hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No.1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan PT adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin, sebab tidak tergantung pada pemegang saham, dimana pemegang saham dapat bergantiganti.
2. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
3. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank maupun dengan menjual saham.
4. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan.

5. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

9.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena dengan berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi terciptanya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

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

Berdasarkan pola hubungan kerja serta wewenang dan tanggung jawab, maka organisasi dibedakan atas:

1. Organisasi garis
2. Organisasi fungsional
3. Organisasi garis dan *staff*
4. Organisasi fungsional dan *staff*

9.2.1 Bentuk Organisasi Garis

Ciri dari organisasi garis adalah organisasi masih kecil, jumlah karyawan sedikit, pimpinan dan semua karyawan saling kenal dan spesialis kerja belum begitu tinggi (Jati, 2000).

1. Kelebihan-kelebihan bentuk organisasi garis adalah;
 - a. Kesatuan komando terjamin dengan baik, karena pimpinan berada di atas satu tangan.
 - b. Proses pengambilan keputusan berlangsung dengan cepat karena jumlah orang yang diajak berdiskusi masih sedikit atau tidak sama sekali.
 - c. Rasa solidaritas karyawan umumnya tinggi karena saling mengenal.

2. Kekurangan-kekurangan bentuk organisasi garis adalah:
 - a. Adanya kecenderungan pimpinan tergantung pada satu orang sehingga apabila seseorang itu tidak mampu, seluruh organisasi akan terancam kehancuran.
 - b. Kecenderungan pimpinan bertindak secara otoriter.
 - c. Kesempatan karyawan berkembang terbatas.

9.2.2 Bentuk Organisasi Fungsional

Pada umumnya organisasi fungsional ini tidak mempunyai pimpinan yang jelas sebab atasan berwenang memberi komando kepada setiap bawahan sepanjang ada hubungan dengan atasan tersebut (Jati, 2000).

1. Kelebihan-kelebihan bentuk organisasi fungsional adalah:
 - a. Pembidangan tugas kerja yang jelas
 - b. Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan dan digunakan semaksimal mungkin
2. Kekurangan-kekurangan bentuk organisasi fungsional adalah:
 - a. Karena adanya spesialisasi sukar mengadakan *tour of duty*
 - b. Sulit dilaksanakan koordinasi dengan karyawan

9.2.3 Bentuk Organisasi Garis dan Staff

Bentuk organisasi ini pada umumnya dilaksanakan oleh organisasi besar dengan kerja yang luas, mempunyai bidang tugas yang beraneka ragam dan rumit serta jumlah karyawan yang banyak. Pada organisasi ini terdapat satu atau lebih tenaga *staff* yang tugasnya member nasehat dan saran dalam tugasnya kepada pimpinan dalam organisasi tersebut.

1. Kelebihan organisasi garis dan *staff* adalah:
 - a. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar,
 - b. Pengambilan keputusan lebih mudah karena adanya *staff* ahli.
2. Kekurangan-kekurangan organisasi garis dan staff adalah:
 - a. Karyawan tidak saling mengenal sehingga solidaritas antar karyawan sukar terbina.
 - b. Koordinasi sukar diterapkan.

9.2.4 Bentuk Organisasi Fungsional dan *Staff*

Bentuk organisasi ini merupakan kombinasi dari bentuk organisasi fungsional dan bentuk organisasi garis dan *staff*. Untuk prarancangan pabrik Isopropil Benzena ini bentuk organisasi yang diterapkan adalah bentuk organisasi Garis dan *Staff*. Alasan pemilihan bentuk organisasi ini adalah:

1. Perlunya pengorganisasian tenaga ahli pada bidang-bidang tertentu.
2. Karyawan bertanggung jawab kepada atasan.
3. Fungsionalisasi tidak harus dilakukan mengingat adanya *staff* ahli.
4. Dapat digunakan setiap organisasi besar dengan susunan organisasi yang kompleks.
5. Adanya pembagian tugas yang jelas dari pimpinan *staff* dan pelaksanaan sehingga koordinasi mudah dilaksanakan.
6. Perintah yang berjalan dengan baik dan lancar dari atas kebawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah keatas.

9.3 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dari setiap fungsionaris pada pabrik Isopropil Benzena diuraikan dibawah ini,

9.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan *staff* adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris, direktur perusahaan. Tugas dan wewenang RUPS adalah:

1. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan
2. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan
3. Menentukan misi dan garis besar haluan perusahaan
4. Mengangkat dewan komisaris dan dewan direksi
5. Menyetujui dan mengesahkan rancangan anggaran pendapatan belanja (RAPB) dan laporan tahunan yang dibuat oleh dewan direksi.

6. Memutuskan besarnya deviden yang akan dibayarkan kepada pemegang saham.
7. Memutuskan besarnya gaji dewan komisaris dan dewan direksi.

9.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pemegang saham yang bertugas menentukan garis besar kebijakan perusahaan, melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan, pelaksanaan tugas direktur utama, dan meminta pertanggung jawaban direktur utama secara berkala. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan produk terhadap kondisi perusahaan dengan berpegang saham pada anggaran dasar PT dan RAPB yang telah disahkan pada RUSP.
2. Memeriksa pembukuan perusahaan
3. Memberi petunjuk dan nasehat kepada direksi, menegur serta memberhentikan sementara sampai ada keputusan RUPS yang selambat-lambatnya harus dilakukan satu bulan setelah pemberhentian sementara.
4. Komisaris bertanggung jawab terhadap RUSP dan juga dapat terlibat dalam pengurusan perseroan terbatas.

9.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Tugas dan wewenang direktur utama adalah:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUSP.
3. Memelihara kekayaan perseroan terbatas
4. Mewakili perusahaan mengadakan perjanjian-perjanjian, merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas personalia yang bekerja pada perusahaan.
5. Menetapkan besarnya deviden perusahaan.
6. Mengangkat dan memberhentikan karyawan

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur utama dibantu oleh 4 orang manager, yaitu:

- a. Manager Administrasi dan umum
 - b. Manager pemasaran dan keuangan
 - c. Manager teknik dan produksi
- Tugas dan wewenang ketiganya yaitu;

a. Manager Administrasi dan Umum

Adapun tugas dan wewenang manager administrasi dan umum adalah:

1. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan.
2. Mengawasi dan bertanggung jawab untuk hal umum dalam perusahaan.

Manager administrasi dan umum ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kemudian kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi administrasi dan kepala seksi personalia. Serta kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi umum, kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi kesehatan serta seksi keamanan.

b. Manager Pemasaran

Manager pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan. Tugas dan wewenang adalah:

1. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga, dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan.
2. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian pemasaran yang mencakup pergudangan, pembelian bahan baku, distribusi dan seterusnya.
3. Manager pemasaran ini dibantu oleh beberapa kepala seksi seperti kepala seksi penjualan dan pengadaan serta kepala seksi distribusi dan promosi.

c. Manager Keuangan

Manager keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan yang berhubungan dengan kekuasaan perusahaan serta kesejahteraan karyawan. Manager keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian dan kepala bagian dibantu oleh kepala seksi akuntansi dan kepala seksi keuangan.

d. Manager Teknik dan Produksi

Manager teknik dan produksi adalah membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang manager teknik dan produksi adalah:

1. Menjalankan seluruh program dan kebijakan yang telah digariskan oleh dewan komisaris
2. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi
3. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya
4. Mengkoordinasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan produksi, rekayasa serta keselamatan kerja.

Dalam menjalankan tugasnya manager teknik dan produksi dibantu oleh-2 orang kepala bagian yaitu kepala bagian teknik dan kepala bagian produksi.

1. Kepala bagian teknik

Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses produksi berjalan lancar. Kepala bagian teknik ini dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu:

- a. Kepala Seksi Laboratorium
- b. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas
- c. Kepala Seksi Pengendalian Lingkungan

2. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya adalah pengaturan dan wewenang jalannya proses dari bahan baku sampai produk serta sarana yang berhubungan dengan proses. Kepala bagian produksi dibantu oleh:

- a. Kepala Seksi Proses
- b. Kepala Seksi Instrumentasi
- c. Kepala Seksi Mesin
- d. Kepala Seksi Listrik
- e. Kepala Seksi Utilitas

9.3.4 Staff Ahli

Staff ahli bertugas memberikan masukan berupa saran, nasehat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan.

9.3.5 Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan, dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur utama dalam menangani masalah administrasi perusahaan.

9.4 Manajemen

Manajemen merupakan suatu faktor yang sangat menentukan keberhasilan suatu perusahaan. Pengertian manajemen meliputi tugas dan fungsi yang berhubungan mulai dari saat pembentukan perusahaan tersebut beroperasi, serta menyangkut semua kebijakan yang penting agaidalam pengambilan keputusan yang tepat. Manajemen memiliki-3 pengertian yaitu;

1. Manajemen sebagai suatu proses
2. Manajemen sebagai kumpulan orang yang melakukan aktifitas
3. Manajemen sebagai suatu seni dan ilmu perancangan dan berfungsi untuk memimpin, mengarahkan, mendorong, mengawasi serta meneliti hasil suatu pekerjaan.

9.5 Sistem Kerja

Pabrik Isopropil Benzena ini direncanakan akan beroperasi kontinyu selama 24 jam kerja perhari atau 330 hari pertahun, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan digolongkan menjadi-2 golongan yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

9.5.1 Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang, dan

lain-lain. Hari sabtu, minggu dan hari besar lainnya hari libur sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

Senin-kamis

- Pukul 07.00-12.00 WIB Waktu Kerja
- Pukul 12.00-13.30 WIB Waktu Istirahat
- Pukul 13.30-16.00 WIB Waktu Kerja

Jum'at

- Pukul 07.00-11.30 WIB Waktu Kerja
- Pukul 11.30-14.00 WIB Waktu Istirahat
- Pukul 14.00-17.00 WIB Waktu Kerja

9.5.2 Karyawan *shift*

Karyawan *shift* yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan secara terus menerus selama 24 jam, misalnya bagian produksi, utilitas, generator, keamanan dan lain-lain.

Perincian jam kerja *shift* adalah:

- *Night* : Pukul 00.00-08.00 WIB
- *Day* : Pukul 08.00-16.00 WIB
- *Swing* : Pukul 16.00-24.00 WIB

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa. Untuk itu karyawan *shift* dibagi dalam-4 regu dengan pengaturan dapat dilihat pada Tabel 9.1

Tabel 9.1 Jadwal karyawan *shift*

| <i>Shift</i> | Tanggal | | | | | | | | | | | |
|--------------|---------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| <i>Night</i> | I | I | I | - | II | II | II | - | III | III | III | - |
| <i>Day</i> | - | II | II | II | - | III | III | III | - | I | I | I |
| <i>Swing</i> | II | - | III | III | III | - | I | I | I | - | II | II |
| <i>Off</i> | III | III | - | I | I | I | - | II | II | II | - | III |

Tabel 9.1 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Jadwal untuk tanggal selanjutnya kembali kesusunan awal. Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya dan akan secara langsung mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perlu dikenakan absensi. Disamping itu masalah absensi digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan (Djoko, 2003)

9.6 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan pabrik, proses yang dilakukan terbagi dalam-3 tahap.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 25.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 75,7576 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan tiap proses:

$$\begin{aligned} M &= 20,6 \times P^{0,25} \\ &= 20,6 (75,7576)^{0,25} \\ &= 60,7748 \\ &= 61 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \end{aligned}$$

Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi 3 tahap, maka:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= 3 \text{ tahapan proses} \times 61 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \\ &= 183 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

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

$$\text{Jumlah karyawan tiap shift} = \frac{183 \text{ orang.jam/hari}}{8 \text{ jam}} = 23 \text{ orang/shift}$$

Karena satu hari terdapat 3 *shift* kerja, maka:

$$\text{Karyawan proses} = 23 \text{ orang/shift} \times 3 \text{ shift} = 69 \text{ orang}$$

$$\text{Asumsi karyawan non proses} = 60 \text{ orang}$$

$$\text{Total jumlah karyawan} = 60 \text{ orang} + 69 \text{ orang} = 129 \text{ orang}$$

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik isopropil benzena ini adalah sebanyak 129 orang.

9.7 Pengaturan Gaji Karyawan

Penggajian karyawan pada suatu perusahaan didasarkan pada beberapa kriteria yaitu:

1. Jabatan
2. Tingkat pendidikan
3. Pengalaman kerja, keahlian, dan lama bekerja
4. Tingkat resiko dan keselamatan kerja

Berdasarkan Surat Keputusan Gubernur Banten Nomor 561/Kep.305-Huk/2023. Pemerintah Provinsi Banten menetapkan besaran Upah Minimum Provinsi tahun 2023 sebesar Rp 2,661,280.-

Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik isopropil benzena dapat dilihat pada tabel 9.2 dibawah ini:

Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan

| No | Golongan | Gaji/bulan | Jumlah | Total |
|-----|------------------------------|---------------|--------|---------------|
| 1. | Dewan Komisaris | Rp 28.000.000 | 1 | Rp 28.000.000 |
| 2. | Direktur Utama | Rp 26.000.000 | 1 | Rp 26.000.000 |
| 3. | Staf ahli | Rp 10.500.000 | 2 | Rp 22.000.000 |
| 4. | Sekretaris | Rp 7.000.000 | 1 | Rp 7.000.000 |
| 5. | Direktur Teknik dan Produksi | Rp 20.000.000 | 1 | Rp 20.000.000 |
| 6. | Direktur Umum dan Keuangan | Rp 20.000.000 | 1 | Rp 20.000.000 |
| 7. | Manajer Produksi | Rp 10.000.000 | 1 | Rp 10.000.000 |
| 8. | Manajer Teknik | Rp 10.000.000 | 1 | Rp 10.000.000 |
| 9. | Manajer Pemasaran | Rp 10.000.000 | 1 | Rp 10.000.000 |
| 10. | Manajer Umum | Rp 10.000.000 | 1 | Rp 10.000.000 |
| 11. | Manajer Keuangan | Rp 10.000.000 | 1 | Rp 10.000.000 |
| 12. | Kabag Administrasi | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |
| 13. | Kabag Umum | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |
| 14. | Kabag Pemasaran | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |
| 15. | Kabag Keuangan | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |
| 16. | Kabag Teknik | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |

| | | | | |
|-----|------------------------------|-----------------------|------------|-------------------------|
| 17. | Kabag Produksi | Rp 9.000.000 | 1 | Rp 9.000.000 |
| 18. | Kepala Seksi Proses | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 19. | Kepala Seksi Litbang | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 20. | Kepala Seksi Lab dan PP | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 21. | Kepala Seksi Utilitas | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 22. | Kepala Seksi Pemeliharaan | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 23. | Kepala Seksi Pemasaran | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 24. | Kepala Seksi pembelian | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 25. | Kepala Seksi Personalia | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 26. | Kepala Seksi Humas | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 27. | Kepala Seksi Keamanan | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 28. | Kepala Seksi Administrasi | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 29. | Kepala Seksi Kas | Rp 8.000.000 | 1 | Rp 8.000.000 |
| 30. | Karyawan Proses | Rp 6.500.000 | 69 | Rp 448.500.000 |
| 31. | Karyawan Produksi | Rp 6.500.000 | 11 | Rp 71.500.000 |
| 32. | Karyawan Teknik | Rp 6.500.000 | 19 | Rp 123.500.000 |
| 33. | Karyawan Utilitas | Rp 6.500.000 | 17 | Rp 110.500.000 |
| 34. | Karyawan Umum dan Keuangan | Rp 6.500.000 | 14 | Rp 91.000.000 |
| 35. | Karyawan Laboratorium | Rp 6.500.000 | 5 | Rp 32.500.000 |
| 36. | Karyawan Administrasi | Rp 6.500.000 | 3 | Rp 19.500.000 |
| 37. | Karyawan Bengkel | Rp 6.500.000 | 8 | Rp 52.000.000 |
| 38. | Karyawan Gudang | Rp 6.500.000 | 4 | Rp 26.000.000 |
| 39. | Karyawan Pembelian/pemasaran | Rp 6.500.000 | 4 | Rp 26.500.000 |
| 40. | Dokter | Rp 8.000.000 | 2 | Rp 16.000.000 |
| 41. | Perawat | Rp 6.500.000 | 5 | Rp 32.500.000 |
| 42. | Petugas Keamanan | Rp 4.500.000 | 6 | Rp 27.500.000 |
| 43. | Petugas Kebersihan | Rp 3.500.000 | 8 | Rp 28.000.000 |
| 44. | Supir | Rp 3.500.000 | 6 | Rp 21.000.000 |
| 45. | <i>Pesuruh</i> | Rp 3.500.000 | 4 | Rp 14.000.000 |
| | Jumlah | Rp 404.000.000 | 218 | Rp 1.462.500.000 |

9.8 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja

Untuk meningkatkan efisiensi kerja maka penempatan tenaga kerja harus berdasarkan tingkat pendidikan, disiplin ilmu dan pengalaman. Hubungan tingkat pendidikan jabatan karyawan diperlihatkan pada Tabel 9.3 berikut,

Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan

| No. | Jabatan | Pendidikan | Disiplin Ilmu |
|-----|--------------------------------|------------|-------------------------|
| 1. | Dewan Komisaris | S2 | Teknik Kimia/Teknik |
| 2. | Direktur Utama | S1 | Teknik Kimia |
| 3. | Sekretaris | D3 | Sekretaris |
| 4. | Manager Administrasi dan Umum | S1 | Ekonomi |
| 5. | Manager Pemasaran dan Keuangan | S1 | Teknik Industri/Ekonomi |
| 6. | Manager Teknik dan Produksi | S1 | Teknik Kimia/Teknik |
| 7. | Kabag Administrasi | S1 | Ekonomi |
| 8. | Kabag Umum | S1 | Ekonomi/Hukum |
| 9. | Kabag Pemasaran | S1 | Ekonomi/Manajemen |
| 10. | Kabag Keuangan | S1 | Ekonomi/Akutansi |
| 11. | Kabag Teknik | S1 | Teknik |
| 12. | Kabag Produksi | S1 | Teknik Kimia/Teknik |
| 13. | Kasei Administrasi | S1 | Ekonomi/Manajemen |
| 14. | Karyawan Administrasi | S1 | Ekonomi/Manajemen |
| 15. | Kasie Pemasaran | S1 | Ekonomi/Manajemen |
| 16. | Karyawan Pembelian | S1 | Manajemen |
| 17. | Karyawan Pemasaran | D3 | Manajemen |
| 18. | Kasei Personalia | S1 | Ekonomi/Hukum |
| 19. | Karyawan Personalia | S1 | Manajemen |
| 20. | Kasei Umum | S1 | Hukum |

| | | | |
|-----|-------------------------------|---------|---------------------------|
| 21. | Staff Ahli | S1 | Hukum/Administrasi Publik |
| 22. | Kasei Humas & Diklat | S1 | Hukum/Manajemen |
| 23. | Humas | S1 | Hukum |
| 24. | Unit Perserikatan Pekerja | S1 | Hukum/Manajemen |
| 25. | Kasei Kesehatan (Dokter) | S1 | Kedokteran |
| 26. | Perawat | D3 | Keperawatan |
| 27. | Karyawan Keselamatan | S1 | Teknik Sertifikasi K3 |
| 28. | Kasei Keamanan | D3 | Semua Jurusan |
| 29. | Petugas Keamanan | S1 | Teknik Kimia/Teknik |
| 30. | Kasei Penjualan & Pengadaan | D3 | Manajemen |
| 31. | Karyawan Gudang | SMK/SMA | Semua Jurusan |
| 32. | Kasei Distribusi & Promosi | D3 | Manajemen Pemasaran |
| 33. | Karyawan Distribusi & Promosi | SMK/SMA | Semua Jurusan |
| 34. | Kasei Akutansi | D3 | Akutansi |
| 35. | Karyawan Akutansi | SMK/SMA | Akutansi |
| 36. | Kasei Keuangan | S1 | Ekonomi |
| 37. | Karyawan Keuangan | D3 | Ekonomi/Manajemen |
| 38. | Kasei Utilitas | S1 | Teknik Elektro/Teknik |
| 39. | Karyawan Utilitas | D3 | Teknik Elektro |
| 40. | Kasei Instrumen | S1 | Teknik Elektro/Teknik |
| 41. | Karyawan Instrumen Kontrol | D3 | Teknik Elektro/Teknik |
| 42. | Kasei Listrik | D3 | Teknik Elektro/Teknik |
| 43. | Karyawan Instalasi Listrik | D3 | Teknik Elektro/Teknik |
| 44. | Kasei Mesin | S1 | Teknik Mesin/Teknik |
| 45. | Karyawan Mesin | SMK/SMA | Teknik Mesin |
| 46. | Karyawan Bengkel | D3 | Teknik Mesin |
| 47. | Kasei Proses Produksi | S1 | Teknik Kimia |

| | | | |
|-----|--------------------------|---------|---------------------|
| 48. | Karyawan Proses Produksi | D3/S1 | Teknik Kimia/Teknik |
| 49. | Karyawan Laboratorium | D3/S1 | MIPA Kimia |
| 50. | Supir | SMA/SMK | Semua Jurusan |
| 51. | Petugas Kebersihan | SMA/SMK | Semua Jurusan |

9.9 Kesejahteraan Tenaga Kerja

Tujuan utama perusahaan adalah untuk memperoleh keuntungan maksimal. Untuk mencapai tujuan tersebut, aset-aset perusahaan harus mendapat perhatian. Salah satu aset besar perusahaan adalah karyawan yang seharusnya didukung dengan fasilitas kehidupan yang memadai. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada para karyawan, antara lain:

9.9.1 Tunjangan

Adapun tunjangan karyawan terbagi-3 yaitu sebagai berikut:

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

9.9.2 Pakaian Kerja

Diberikan kepada setiap karyawan setiap tahun sejumlah empat pasang.

9.9.3 Cuti

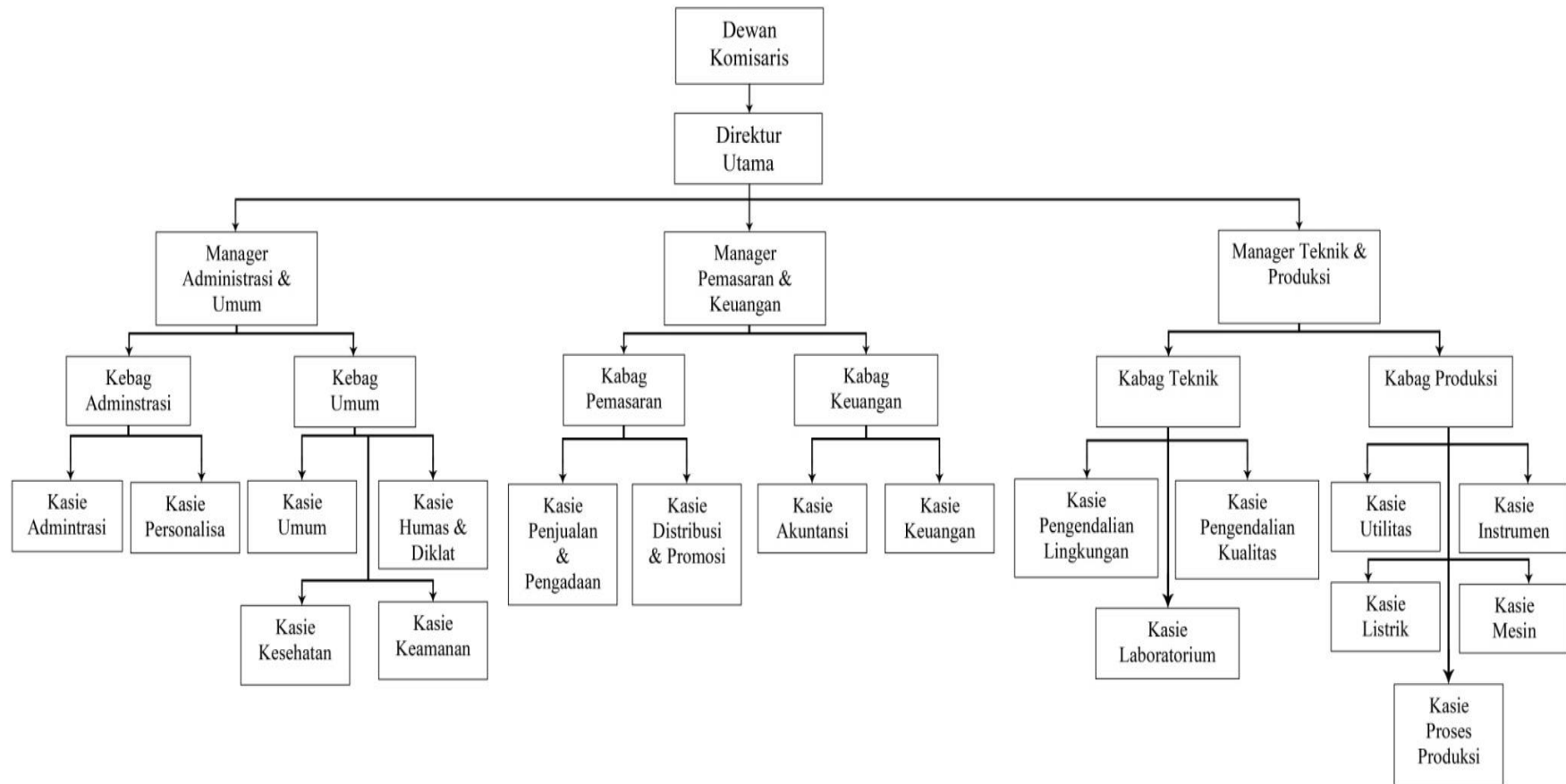
Cuti atau libur kerja yang akan diberikan kepada setiap karyawan dapat dibagi menjadi beberapa bagian yaitu sebagai berikut:

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang hendak menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- c. Cuti hamil diberikan kepada karyawan yang hendak melahirkan, masa cuti berlaku selama-2 bulan sebelum melahirkan sampai-1 bulan sesudah melahirkan.

9.9.4 Pengobatan

Perusahaan peduli dengan kesehatan dan keselamatan kerja setiap karyawan perusahaan sehingga diberikan biaya pengobatan yang dibagi menjadi:

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijakan perusahaan



Gambar 8.1 Organisasi Perusahaan

BAB X

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan dalam mengontrol jalannya suatu proses dan dapat dikendalikan sesuai keinginan. Keselamatan kerja juga perlu diperhatikan demi mencegah kerugian nyawa, materi, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah suatu alat yang dipakai dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Dalam suatu pabrik kimia, penggunaan instrumen merupakan suatu hal yang sangat penting karena adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien, sehingga kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Perry, 1999).

Adapun tujuan terperinci dari alat-alat instrumentasi (pengendalian) adalah sebagai berikut:

1. Menjaga Keamanan dan Keselamatan Kerja

Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik dan untuk kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga terjaminnya keamanan, berbagai kondisi operasi pabrik seperti tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia, dan lain sebagainya harus dijaga tetap pada batas-batas tertentu yang diizinkan.

2. Memenuhi Spesifikasi Produk yang Diinginkan

Pabrik harus menghasilkan produk dengan jumlah tertentu (sesuai kapasitas desain) dengan kualitas tertentu sesuai spesifikasi. Sehingga dibutuhkan sistem pengendali untuk menjaga produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Menjaga Peralatan Proses agar Sesuai yang Diinginkan Dalam Desain

Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi produksi memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi. Pada Pompa harus dipertahankan NPSH, temperatur dan tekanan pada reaktor harus dijaga agar tetap beroperasi aman dan konversi menjadi produk optimal, tangki tidak boleh *flooding* atau kering dan masih banyak kendala-kendala yang harus diperhatikan.

4. Menjaga agar Operasi Pabrik Tetap Ekonomis

Operasi pabrik bertujuan untuk menghasilkan produk dari bahan baku yang memberi keuntungan yang maksimal, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi dimana biaya operasi minimum dan laba yang diperoleh maksimum.

5. Memenuhi Persyaratan Lingkungan

Operasi pabrik harus memenuhi berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu bagi berbagai buangan pabrik kimia. Menurut sifatnya konsep dasar pengendalian proses ada dua jenis, yaitu:

a. Pengendalian Secara Manual

Sistem pengendalian sangat ekonomis karena tidak membutuhkan begitu banyak instrumentasi dan instalasinya, namun berpotensi tidak praktis dan tidak aman karena sebagai pengendalinya adalah manusia yang tidak lepas dari kesalahan,

b. Pengendalian Secara Otomatis

pengendalian secara otomatis menggunakan instrumentasi sebagai pengendali proses, namun manusia masih terlihat sebagai otak pengendali. Banyak pekerjaan manusia dalam pengendalian secara manual diambil alih oleh instrumentasi sehingga membuat sistem pengendalian ini sangat praktis dan menguntungkan.

Adapun alat-alat kontrol yang diperlukan dalam perancangan pabrik adalah sebagai berikut:

1. Indicator

Mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

2. *Controller*

Mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

3. *Recorder*

Menunjukkan dan mencatat secara kontinyu kondisi operasi pada harga yang telah ditentukan.

10.1.1 Tujuan Sistem Instrumentasi

Adapun tujuan dari pemasangan instrumentasi pada alat proses pabrik adalah sebagai berikut:

1. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman,
2. Mengatur laju produksi dalam batas yang telah direncanakan,
3. Kualitas produk lebih terjaga dan terjamin,
4. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat,
5. Mengetahui kondisi berbahaya secara dini melalui alarm peringatan,
6. Efisiensi kerja alat dan akan lebih meningkat.

10.1.2 Faktor-Faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi

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

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

Pada perancangan pabrik Resin Fenol Formaldehid, instrumentasi yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual dan secara otomatis. Hal ini disesuaikan dengan sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja. Akan tetapi instrumentasi yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan

kompetitif bila dibandingkan alat kontrol secara manual. Namun tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

10.1.3 Elemen-elemen Sistem Kontrol

Sistem kontrol terdiri dari unit pembentuk yang disebut elemen sistem. Elemen-elemen ini terdiri dari komponen-komponen, antara lain.

1. *Sensing element/Primary element*,
2. *Element* pengukur,
3. *Element* pengontrol,
4. *Element* proses pendingin.

10.1.4 Instrumentasi Alat pada Prarancangan Pabrik Isopropil Benzena

Adapun alat instrumen yang digunakan pada perancangan pabrik isopropil benzena adalah sebagai berikut.

1. *Temperatur Controller (TC)*

Temperatur Controller berfungsi untuk mengontrol suhu yang menerima sensor suhu seperti termokopel atau RTD sebagai masukan. Kemudian membandingkan suhu sebenarnya untuk kontrol suhu yang diinginkan atau *set point* dan menyediakan *output* untuk mengontrol *element*. Apabila nilai tersebut lebih atau kurang dari nilai *set point*, maka secara otomatis TC akan memberikan perintah pada pengontrol akhir sesuai dengan kondisi *set point*.

2. *Flow Controller (FC)*

Flow Controller dipasang pada alat yang nantinya dapat mengendalikan laju alir fluida dengan mengubah sinyal *output* dari alat yang menyebabkan fluida mengalir dalam sistem perpipaan.

3. *Pressure Controller (PC)*

Pressure Controller adalah katup yang mengatur tekanan dalam sirkuit melalui sinyal dengan mengembalikan semua atau sebagian apabila tekanan pada sirkuit mencapai *setting pressure*, agar proses beroperasi pada tekanan konstan.

4. *Level Controller (LC)*

Level Controller adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida

masuk atau keluar. Selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan.

5. ***Interlock Device***

Interlock Device adalah alat yang digunakan untuk mengamankan jalannya serta pengamanan peralatan dari unit yang paling kecil sampai keseluruhan sistem. Dimana alat pengaman tersebut terkait satu dengan yang lainnya, sehingga membentuk satu kesatuan yang akan bekerja secara serentak apabila kondisi proses atau alat mengalami gangguan. Disamping itu, sistem *interlock* ini juga dilengkapi dengan sistem untuk menjaga kelancaran operasinya suatu mesin (pompa/kompresor) yang mana pada pompa, turbin dan kompresor yang besar biasanya dilengkapi pompa pelumas utama dan pompa pelumas pembantu, apabila terjadi kegagalan pada pompa utama maka dengan sistem *interlock* maka pompa pembantu akan *autostart* untuk menggantikan fungsi pompa utama.

Interlock juga dilengkapi dengan sistem *bypass* berupa *switch*. Hal ini dimaksudkan apabila diperlukan kita bisa menonaktifkan *interlock* tersebut sehingga tidak berfungsi, misalnya untuk keperluan pemeriksaan/perbaikan atau terjadi kerusakan pada sistem *interlock* yang mana perbaikannya hanya bisa dilakukan pada saat pabrik tidak beroperasi.

Selanjutnya untuk menjaga keandalan dari sistem *interlock* ini agar setiap ada kesempatan dilakukan tes simulasi.

6. ***Programmable Logic Control (PLC)***

PLC merupakan singkatan dari *Programmable Logic Controller*, dimana perangkat komputer ini dapat diprogram sesuai kebutuhan proses spesifik industri yang diinginkan berdasarkan logika (perhitungan aritmatik dalam suatu perintah), yang bertujuan untuk mengontrol dan mengatur proses yang diinginkan sehingga menghasilkan output yang diinginkan pula.

10.2 **Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)**

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang perlu diperhatikan karena menyangkut karyawan dan juga menyangkut lingkungan serta masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan dan

kesehatan kerja adalah suatu ilmu pengetahuan dan penerapan guna mencegah kemungkinan terjadinya kecelakaan dari penyakit yang disebabkan oleh pekerjaan dan lingkungan kerja. Menurut *America Society of Safety and Engineering* (ASSE), K3 diartikan sebagai bidang kegiatan yang ditujukan untuk mencegah semua jenis kecelakaan yang ada kaitanya dengan lingkungan dan situasi kerja.

Keselamatan dan kesehatan kerja dalam penerapannya secara langsung di lapangan berhubungan erat dengan adanya kebijakan khusus manajemen yang berkenaan dengan proses produksi yang digunakan, khususnya yang berhubungan dengan identifikasi dan pengontrolan terhadap kemungkinan bahaya yang timbul.

Tujuan dari keselamatan kerja berdasarkan undang-undang keselamatan Kerja No. 1 tahun 1970 pasal 3 adalah:

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan,
2. Mencegah, mengurangi dan memadamkan kebakaran,
3. Mencegah dan mengurangi bahaya peledakan,
4. Memberi kesempatan atau jalan menyelamatkan diri pada waktu kebakaran atau kejadian-kejadian lain yang berbahaya,
5. Memberi pertolongan pada kecelakaan,
6. Memberi alat-alat pelindung diri pada para pekerja,
7. Mencegah dan mengendalikan timbul atau menyebar luasnya suhu, kelembaban, debu, kotoran, asap, uap, gas, hembusan angin, cuaca, sinar radiasi, suara dan getaran,
8. Mencegah dan mengendalikan timbulnya penyakit akibat kerja baik fisik maupun psikis, peracunan, infeksi dan penularan,
9. Memperoleh penerangan yang cukup dan sesuai,
10. Menyelenggarakan suhu dan lembab udara yang baik,
11. Menyelenggarakan penyegaran udara yang cukup,
12. Memelihara kebersihan, kesehatan dan ketertiban,
13. Memperoleh keserasian antara tenaga kerja, alat kerja, lingkungan, cara dan proses kerjanya,
14. Mengamankan dan memperlancar pengangkutan orang, binatang, tanaman atau barang,

15. Mengamankan dan memelihara segala jenis bangunan,
16. Mengamankan dan memperlancar pekerjaan bongkar muat, perlakuan dan penyimpanan barang,
17. Mencegah terkena aliran listrik yang berbahaya.

10.2.1 Penyebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Kemungkinan terjadinya kecelakaan akibat kurang terjaganya keselamatan kerja lebih tinggi daripada yang lainnya. Sekitar dua dari tiga kecelakaan terjadi akibat orang jatuh, terpeleset, tergelincir, tertimpa balok dan kejatuhan benda di tempat kerja. Suma'mur (1987) mengatakan bahwa 85% dari sebab-sebab kecelakaan adalah faktor manusia. Bagian mesin, pesawat, alat kerja, bahan, proses, tempat dan lingkungan kerja mungkin rusak oleh kecelakaan. Akibat dari itu, terjadilah kekacauan organisasi dalam proses produksi. Orang yang ditimpa kecelakaan mengeluh dan menderita, sedangkan keluarga dan rekan-rekan sekerja akan bersedih hati. Kecelakaan tidak jarang mengakibatkan luka-luka, terjadinya kelainan tubuh bahkan kematian. Kecelakaan adalah kejadian yang timbul tiba-tiba, tidak diduga dan tidak diharapkan. Setiap kecelakaan baik di industri, di bengkel atau di tempat lainya pasti ada sebabnya. Secara umum terdapat dua hal pokok yang menyebabkan kecelakaan kerja yaitu:

- a. Tindakan manusia tidak memenuhi keselamatan (*unsafe human acts*),
- b. Keadaan-keadaan lingkungan yang tidak aman (*unsafe conditions*).

Tasliman (1993) juga sependapat dengan Suma'mur bahwa kecelakaan dapat terjadi dengan sebab-sebab tertentu, yaitu:

- a. Kesalahan manusia (*human error*), misalnya kebodohan atau ketidaktahuan, kemampuan keterampilan yang tidak memadai, tidak konsentrasi pada waktu bekerja, salah prosedur atau salah langkah, bekerja sembrono tanpa mengingat resiko, bekerja tanpa alat pelindung, mengambil resiko untung-untungan dan bekerja dengan senda gurau,
- b. Kondisi yang tidak aman, misalnya tempat kerja yang tidak memenuhi syarat keselamatan kerja, kondisi mesin yang berbahaya (*machinery*

hazards), kondisi tidak aman pada pemindahan barang-barang serta alat-alat tangan yang kondisinya tidak aman.

Menurut Bernet N.B. Silalahi dan Rumondang (1985) secara spesifik mengatakan bahwa tiga sebab mengapa seorang karyawan melakukan kegiatan tidak selamat adalah:

- a. Yang bersangkutan tidak mengetahui tata cara yang aman atau perbuatan-perbuatan yang berbahaya.
- b. Yang bersangkutan tidak mampu memenuhi persyaratan kerja sehingga terjadilah tindakan di bawah standar.
- c. Yang bersangkutan mengetahui seluruh peraturan dan persyaratan kerja, tetapi dia enggan memenuhinya.

10.2.2 Pengenalan Macam-Macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Secara umum ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perancangan pabrik isopropil benzena ini.

1. 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 terjadi 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*, serta kebakaran yang diakibatkan percikan api pada alat proses seperti *heater*.

2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat.

3. Bahaya Terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Mengingat pabrik menggunakan bahan baku yang mungkin akan lolos ke udara serta lingkungan sekitar maka untuk menjaga keselamatan karyawan perlu

adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain.

10.2.3 Pencegahan Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Perlakuan ini diterapkan pada pencegahan sebelum bahaya atau masalah itu terjadi. Maka dilakukan prediksi peninjauan terlebih dahulu terhadap bahaya yang mungkin muncul dalam pabrik.

1. Mencegah atau Mengurangi Terjadinya Kebakaran.

- a. Pemasangan pipa air melingkar (*water hydrant*) diseluruh areal pabrik,
- b. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau pada setiap tempat yang rawan ledakan dan kebakaran, terutama disekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi,
- c. Pengaturan tangki bahan bakar dengan jarak cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran,
- d. Menggunakan isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi, seperti penggunaan penghalang atau pagar,
- e. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas. Membuat rambu-rambu, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures* (SOP) pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

2. Mengurangi Terjadinya Bahaya Mekanik

- a. Perencanaan alat harus sesuai dengan prosedur serta ketentuan standarisasi keamanan yang berlaku seperti, pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini,
- b. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini,
- c. 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.

3. Pencegahan Terhadap Bahaya Listrik

- a. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya,
- b. Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah,
- c. Memasang tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi,
- d. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus,
- e. Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan.

4. Menerapkan Nilai-nilai Displin bagi Karyawan

- a. Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan dan mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang diberikan,
- b. Setiap kecelakaan kerja segera dilaporkan ke atasan,
- c. Setiap karyawan harus saling mengingatkan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya,
- d. Setiap ketentuan dan peraturan harus dipatuhi.

5. Penyediaan Poliklinik di Lokasi Pabrik

Poliklinik disediakan untuk tempat pengobatan akibat terjadinya kecelakaan secara tiba-tiba, misalnya menghirup gas beracun, patah tulang, luka terbakar, pingsan dan lain sebagainya.

Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh karyawan operator proses hingga karyawan administrasi. Perusahaan diharuskan mengadakan pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru sehingga sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 disesuaikan pada bagian mana karyawan bekerja. Pada karyawan operator proses, wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, *safety belt*, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi mulai tangki bahan baku sampai tangki produk, sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut serta 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 maka diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti pada tabel 10.1 berikut:

Tabel 10.1. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Isopropil Benzena

| No. | Alat Pelindung | Lokasi Pengamanan |
|-----|---|--------------------------|
| 1. | Masker | Gudang dan bagian proses |
| 2. | Helm (<i>Hard Cap</i>) | Gudang dan bagian proses |
| 3. | Sarung tangan (<i>Glove</i>) | Gudang dan bagian proses |
| 4. | Sarung Karet | Gudang dan bagian proses |
| 6. | Pemadam Kebakaran (<i>Fire Fighter</i>) | Semua unit |

Keselamatan kerja dalam proses produksi juga dapat ditingkatkan dengan mengambil langkah-langkah sebagai berikut:

1. Karyawan tidak diperbolehkan untuk merokok dan minum minuman berakohol pada saat jam kerja,
2. Karyawan tidak diperbolehkan untuk membawa serta meminum air kecuali dari keran minum yang telah disediakan,
3. Setiap ruang gerak harus aman dan tidak licin,
4. Jarak antara mesin-mesin dan peralatan lainnya harus cukup luas,
5. Disediakan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran (*assembly point*),
6. Karyawan tidak diperbolehkan untuk menangani peralatan yang rusak maupun sambungan-sambungan listrik sebelum memberikan laporan pada pengawas kontrol.

10.2.4 Keselamatan Kerja pada Pabrik Isopropil Benzena

Usaha untuk mencegah kecelakaan kerja yang mungkin terjadi dalam pabrik isopropil benzena ini meliputi pencegahan terhadap kebakaran dan peledakan, kesehatan, keselamatan kerja terhadap pabrik, peralatan pelindungan diri, kesadaran dan pengetahuan yang memadai bagi karyawan.

1. Pencegahan Terhadap Kebakaran dan Peledakan

Bahan bakar yang mudah terbakar dan meledak atau bahan yang menimbulkan pencemaran udara harus disimpan pada tempat yang aman dan harus terkontrol secara teratur. Sistem peralatan seperti bejana atau tangki harus memiliki *man-hole* dan *hand-hole* untuk pemeriksaan peralatan. Melengkapi setiap ruangan dengan pemadaman kebakaran seperti *fire hydrant*, *gas detector* dan *fire roam monitor*.

Langkah-langkah yang perlu diperhatikan dalam pencegahan bahaya kebakaran antara lain:

- a. Menghindari kemungkinan terjadinya hubungan arus pendek pada jaringan instalasi listrik, serta bahaya akibat sambungan seperti petir,
- b. Menghindari benturan logam yang dapat menimbulkan percikan api,
- c. Memasang alarm atau tanda bahaya kebakaran,
- d. Memasang alat-alat pemadam kebakaran disekitar daerah rawan terhadap bahaya kebakaran,
- e. Bagi petugas, pekerja maupun pengunjung tidak dibenarkan merokok, membawa korek api ke tempat berbahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kebakaran.

2. Pencegahan Terhadap Gangguan Kesehatan

Setiap karyawan diwajibkan memakai pakaian kerja selama berada di lokasi pabrik. Dalam menangani bahan-bahan kimia yang dapat mengganggu kesehatan, diharuskan ditempatkan pada tangki yang tertutup dan letaknya harus strategis dan menyediakan poliklinik yang memadai di lokasi pabrik.

3. Keselamatan Kerja Terhadap Pabrik

Usaha-usaha yang dapat dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja terhadap listrik antara lain:

- a. Memasang sekering pemutus arus listrik otomatis pada setiap instalasi dan peralatan listrik dan merancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga K3 dan kemudahan jika dilakukan perbaikan,
- b. Memasang tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi,

- c. Menempatkan motor-motor listrik pada tempat yang tidak mengganggu lalu lintas pekerja,
- d. Mengisolasi kawat hantaran listrik yang sesuai dengan keperluan. Khususnya kabel listrik yang berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi,
- e. Memasang penangkal petir yang dibumikan pada setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi.

4. Peralatan Perlindungan Diri

Selama berada didalam lokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri yang wajib dipakai oleh karyawan dan setiap orang yang memasuki pabrik. Adapun peralatan perlindungan diri ini meliputi pakaian kerja, masker, sarung tangan dan sepatu pengaman khusus bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia misalnya pekerja di laboratorium.

5. Kesadaran dan Pengetahuan yang Memadai bagi Karyawan

Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain:

- a. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan,
- b. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberikan sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin,
- c. Membekali karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan secara benar dan cara-cara mengatasi kecelakaan kerja.

Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu:

- a. Mengikuti pedoman-pedoman yang sesuai dalam bertugas,
- b. Mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang ada,
- c. Memiliki keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada,
- d. Melaporkan dengan segera setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan pada atasan,

- e. Saling mengingatkan antara karyawan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya,
- f. Mengontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

6. Keselamatan Terhadap Mekanis

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- a. Konstruksi harus mendapatkan perhatian yang cukup tinggi,
- b. Pemasangan alat-alat kontrol yang baik yang sesuai serta pengamanan,
- c. Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor lain,
- d. Alat-alat yang dipasang dengan penahan yang cukup kuat, untuk mencegah kemungkinan jatuh dan terguling,
- e. Peralatan yang berbahaya, seperti reaktor bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman,
- f. Ruang gerak karyawan harus cukup lapang dan tidak menghambat.

10.2.5 Potensi Bahaya di Pabrik Isopropil Benzena

Secara umum, berdasarkan potensi bahaya yang berkaitan dengan industri kimia dapat dikelompokkan menjadi bahaya kimia, bahaya fisik dan bahaya biologi. Ada beberapa potensi bahaya paling tinggi di pabrik isopropil benzene yaitu, bahan korosif, Bahan Mudah Terbakar, Bahan Pencemar Lingkungan, Bahaya Panas dan Bahaya Tekanan.

1. Bahan Korosif

Bahan yang mudah terbakar dan meledak pada pabrik ini adalah asam fosfat. Bahan ini harus disimpan pada tempat yang aman dan harus terkontrol secara teratur. Sistem peralatan seperti bejana atau tangki harus memiliki *man-hole* dan *hand-hole* untuk pemeriksaan peralatan.

2. Bahan Pencemar Lingkungan

Kebocoran bahan kimia, tumpahnya bahan kimia bahkan pengolahan limbah yang kurang tepat adalah faktor umum terjadinya pencemaran lingkungan. Langkah pertama yang harus diikuti adalah membuat daftar bahan kimia berbahaya yang digunakan di lokasi pabrik dengan melihat *Material Safety Data Sheet* (MSDS) untuk mengidentifikasi dan mengenali pengendalian bahaya pada bahan kimia. Beberapa bahan kimia pada pabrik ini adalah benzena, propilena dan katalis asam fosfat yang bersifat toksik pada manusia serta lingkungan dan air sisa proses.

3. Bahaya Panas

Di pabrik isopropil benzena alat *heater* (E-104 dan E-105) dan reaktor (PFR-201) beroperasi dengan temperatur tinggi, dimana panas alat tersebut langsung ke lingkungan sehingga mengakibatkan terjadinya radiasi pada lingkungan sekitar pabrik

4. Bahaya Tekanan

Fluida bertekanan tinggi akan mengakibatkan ledakan pada pabrik. Pabrik resin isopropil benzena yang berpotensi terjadinya ledakan adalah pada alat reaktor (PFR-201) dikarenakan beroperasi pada tekanan dan suhu yang cukup tinggi.

10.3 Instrumentasi Alat pada Pabrik Isopropil Benzena

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan pada pabrik ini yaitu:

1. *Temperature controller* (TC) adalah instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur laju alir pemanas maupun laju alir pendingin. Alat yang menggunakan *temperatur control* adalah vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), *heater* (HE-101), *heater* (HE-103), reaktor (PFR-201), *cooler* (C-301), menara distilasi (MD-301), menara distilasi (MD-302), *condensor* (CD-101), *condensor* (CD-301), *reboiler* (R-301), *condensor* (CD-302), *reboiler* (R-302).

2. *Pressure controller* (PC), pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah *vapor* atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi. Alat yang menggunakan *pressure control* (PC) adalah Pompa (P-101), Pompa (P-102).
3. *Flow Valve* (FV), adalah komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida. Dalam banyak aplikasi industri, kinerja yang optimal dari sistem bergantung pada kemampuan *flow valve* untuk memastikan aliran fluida yang stabil dan terkendali. Alat yang menggunakan *flow valve* (FV) adalah pompa (P-101), pompa (P-102), *heater* (HE-101), *heater* (HE-102), reaktor (PFR-201), *cooler* (C-301), *cooler* (C-302), menara destilasi (MD-301), menara destilasi (MD-302).
4. *Pressure Indicator* (PI) adalah instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid dimana hasil pengukuran hanya bisa dilihat secara langsung pada instrumennya. Alat yang menggunakan *pressure indicator* (PI) yaitu tangki penyimpanan benzena (T-101), tangki penyimpanan propilena (T-102), pompa (P-101), pompa (P-102) dan tangki penyimpanan produk (T-300).
5. *Level Controller* (LC), adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar. Alat yang menggunakan *level control* (LC) adalah tangki penyimpanan benzena (T-101), tangki penyimpanan propilena (T-102), reaktor (PFR-201), kondensor (CD-301), kondensor (CD-302), dan tangki penyimpanan produk (T-300).
6. *Level Transmitter* (LT) adalah instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu. Hal ini dapat digunakan untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu. Alat yang menggunakan *level transmitter* (LT) yaitu tangki penyimpanan benzena (T-101), tangki penyimpanan propilena (T-102), vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), reaktor (PFR-201), dan tangki penyimpanan produk (T-300).

7. *Pressure Transmitter* (PT) adalah perangkat yang mengukur tekanan lalu mentransmisikan sinyal *output* ke sistem kontrol. Alat yang menggunakan *pressure transmitter* (PT) yaitu pompa (P-101), pompa (P-102), pompa (P-301), pompa (P-302), kompresor (K-101) dan ekspander (EXP-201).
8. *Temperature Indicator* (TI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat. Alat yang menggunakan *temperature indicator* (TI) yaitu vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), *heater* (HE-101), *heater* (HE-102), reaktor (PFR-201), *cooler* (C-301), menara destilasi (MD-301), menara destilasi (MD-302), dan *cooler* (C-302).
9. *Level Valve* (LV) adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar. Selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan. Alat yang menggunakan *level valve* (LV) yaitu vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), reaktor (PFR-201), kondensor (CD-301), kondensor (CD-302), dan tangki penyimpanan produk (T-300).
10. *Temperature Transmitter* (TT) adalah perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal *output* ke sistem kontrol. Alat ini mengambil nilai pengukuran temperatur secara berkelanjutan. Sementara itu, *temperature Switch* digunakan untuk mengontrol suhu sistem hidrolik. Alat yang menggunakan *temperature transmitter* (TT) yaitu vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), *heater* (HE-101), *heater* (HE-102), reaktor (PFR-201), *cooler* (C-301), menara destilasi (MD-301), menara destilasi (MD-302), dan *cooler* (C-302).
11. *Temperature Element* (TE) adalah instrument sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. Alat yang menggunakan *temperature element* (TE) yaitu vaporizer (V-101), vaporizer (V-102), *heater* (H-101), *heater* (H-102), reaktor (PFR-201), *cooler* (C-301), menara destilasi (MD-301), menara destilasi (MD-302), dan *cooler* (C-302).

Instrumentasi yang digunakan pada alat-alat proses dapat dilihat pada tabel 10.2 dibawah.

Tabel 10.2 Instrumentasi alat proses pada Pabrik Perancangan Isopropil Benzena dari Benzena dan Propilena menggunakan Proses Alkilasi.

| No | Nama Alat | Jenis Instrumen | Keterangan |
|----|--------------------------|---------------------------|--|
| 1 | Tangki Benzena (T-101) | <i>Pressure Indicator</i> | Instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid. |
| | | <i>Level Transmitter</i> | Instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu. |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. |
| | | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| 2 | Tangki Propilena (T-102) | <i>Pressure Indicator</i> | Instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid. |
| | | <i>Level Transmitter</i> | Instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu. |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk |

| | | | |
|---|-------------------|-----------------------------|--|
| | | | mengatur suhu pada alat. |
| | | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolik yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| 3 | Pompa (P-101) | <i>Pressure Indicator</i> | Instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid. |
| | | <i>Pressure Transmitter</i> | perangkat yang mengukur tekanan lalu mentransmisikan sinyal <i>output</i> ke sistem kontrol |
| | | <i>Pressure Controller</i> | pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah <i>vapor</i> atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi. |
| 4 | Pompa (P-102) | <i>Pressure Indicator</i> | Instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid. |
| | | <i>Pressure Transmitter</i> | perangkat yang mengukur tekanan lalu mentransmisikan sinyal <i>output</i> ke sistem kontrol |
| | | <i>Pressure Controller</i> | pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah <i>vapor</i> atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi. |
| 5 | Vaporizer (V-101) | <i>Level Transmitter</i> | instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu. Hal ini dapat digunakan untuk menentukan |

| | | | |
|---|-------------------|--------------------------------|--|
| | | | tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu |
| | | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Controll</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrument sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 6 | Vaporizer (V-102) | <i>Level Transmitter</i> | instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu. Hal ini dapat digunakan untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu |
| | | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |
| | | <i>Temperature</i> | instrumentasi yang digunakan untuk |

| | | | |
|---|---------------------------|--------------------------------|--|
| | | <i>Indicator</i> | mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Controll</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 7 | <i>Heater</i> (HE-101) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controll</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 8 | <i>Heater</i> (HE-102) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju |

| | | | |
|---|-------------------|--------------------------------|--|
| | | | aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controll</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 9 | Reaktor (PFR-201) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controller</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| | | <i>Level</i> | instrumen yang menyediakan |

| | | | |
|----|--------------------------|--------------------------------|---|
| | | <i>Transmitter</i> | pengukuran level kontinyu. Hal ini dapat digunakan untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. |
| | | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |
| 10 | <i>Cooler</i> (C-301) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controller</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 11 | Detilasi | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem |

| | | | |
|----|--------------------|--------------------------------|---|
| | (MD-301) | | pneumatik dan hidrolik yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controller</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 12 | Kondensor (CD-301) | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. |
| 13 | Detilasi (MD-303) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolik yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controller</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas |

| | | | |
|----|--------------------|--------------------------------|---|
| | | | menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature Transmitter</i> | perangkat yang mengukur temperatur lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 14 | Kondensor (CD-302) | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. |
| 15 | Cooler (C-306) | <i>Flow Valve</i> | komponen vital dalam sistem pneumatik dan hidrolis yang digunakan untuk mengontrol laju aliran fluida |
| | | <i>Temperature Controller</i> | instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat |
| | | <i>Temperature Indicator</i> | instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat |
| | | <i>Temperature</i> | perangkat yang mengukur temperatur |

| | | | |
|----|-----------------------|----------------------------|---|
| | | <i>Transmitter</i> | lalu mentransmisikan sinyal output ke sistem kontrol |
| | | <i>Temperature Element</i> | instrumen sensor suhu yang mengubah besaran panas menjadi besaran listrik. |
| 16 | Tangki Produk (T-300) | <i>Pressure Indicator</i> | Instrumen yang berfungsi sebagai alat ukur tekanan suatu fluida, yaitu gas atau liquid. |
| | | <i>Level Transmitter</i> | Instrumen yang menyediakan pengukuran level kontinyu untuk menentukan tingkat cair atau curah-padat pada waktu tertentu. |
| | | <i>Level Controller</i> | Instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. |
| | | <i>Level Valve</i> | instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar |

BAB XI

ANALISA EKONOMI

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

11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)

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

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan Pabrik Isopropil Benzena sebesar Rp 713.663.768,475,-. Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%.

11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)

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

11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

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

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

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan yang nyata.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:

| | |
|--------------------------|--------|
| Tahun ke-1 | = 80% |
| Tahun ke-2 | = 90% |
| Tahun ke-3 hingga ke -18 | = 100% |
| Tahun ke-19 | = 90% |
| Tahun ke-20 | = 80% |
2. Bunga pinjaman 9,80 % pertahun (PT Bank Negara Indonesia, 2023)
3. Inflasi sebesar 3,08% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
5. Pajak penghasilan 25% pertahun (PP No.7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba bersih laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak perusahaan adalah laba bersih.

11.3.2 *Internal Rate Of Return (IRR)*

Internal Rate Of Return adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate Of Return* dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila

IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan di bank, yaitu sebesar 9,80% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, bahwa pada pabrik isopropil benzena ini diperoleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar 20,50%.

11.3.3 *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik Isopropil Benzena yang direncanakan ini diperoleh POT selama 4,06 tahun.

11.3.4 *Break Event Point (BEP)*

Break Event Point adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada Lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 30,70%.

11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada Lampiran F adalah sebagai berikut:

| | | |
|-----------------------------------|------|---------------------|
| <i>Fixed Capital Investment</i> | = Rp | 570.931.014.780,- |
| <i>Working Capital Investment</i> | = Rp | 142.732.753.695,- |
| Total Investasi | = Rp | 713.663.768,475,- |
| Total Biaya Produksi | = Rp | 1.467.083.721.167,- |
| Depresiasi per tahun | = Rp | 2.144.945.451,- |
| Depresiasi 20 tahun umur pabrik | = Rp | 42.898.909.028,- |
| Hasil penjualan | = Rp | 5.087.500.000.000,- |
| Laba Sebelum Pajak | = Rp | 3.620.416.278.833,- |
| Laba Sesudah Pajak | = Rp | 2.715.312.209.125,- |

Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada Lampiran F.

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Isopropil Benzena dari Propilena dan Benzena dengan proses Alkilasi menggunakan katalis Asam Fosfat Padat diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari per tahun, 24 jam sehari dengan kapasitas produksi pabrik direncanakan 25.000 ton/tahun.
2. Lokasi pabrik ini didirikan tidak jauh dari bahan baku, yaitu di Cilegon, Banten dengan luas tanah sebesar 30.050 m².
3. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan *staff*.

Hasil analisa ekenomi :

- | | |
|---|--------------------------|
| a. <i>Fixed Capital Investment</i> | : Rp. 570.931.014.780,- |
| b. <i>Working Capital Investment</i> | : Rp. 142.732.753.695,- |
| c. Total Investasit | : Rp. 713.663.768,475,- |
| d. Total Biaya Produksi | : Rp 1.467.083.721.167,- |
| e. Hasil Penjualan | : Rp 5.087.500.000.000,- |
| f. <i>Break Event Point</i> (BEP) | : 30,70% |
| g. <i>Pay Out Time</i> (POT) | : 4 tahun 6 bulan |
| h. <i>Internal Rate of Return</i> (IRR) | : 20,50% |

4. Berdasarkan data – data diatas dapat disimpulkan Pra Rancangan Pabrik Isopropil Benzena dari Propilena dan Benzena dengan proses Alkilasi menggunakan katalis Asam Fosfat Padat layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2010. *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Diakses Januari 2020. Dari <http://goliath.ecnext.com>
- Badan Pusat Statistik (BPS) diakses dari <http://www.bps.go.id/2023>
- Bank Indonesia. 2022. Data Suku Bunga Sertifikat Bank Indonesia/ BI Rate
- Chein a, I. L., Teng Y., Huang, H. P ., dan Tang, Y . T. 2004. Design and Control of an Ethyl Acetate Process: Couple Reactor/Column Configuration. *Journal of Process Control*. 15: 435-449.
- Chandra Asri diakses dari <http://chandra-asri.com>
- Domo Chemicals diakses dari <http://domochemicals.com>
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3 ed, vol 9, John Wiley and Sons, New York.
- Levenspiel, O., 1972, "Chemical Reaction Engineering", 2nd ed., John Wiley and Sons, inc., Toronto
- Mc Cabe, Warren L & Smith, J. C. 1999. Operasi Teknik Kimia. Alih Bahasa Jasiji. E. Ir. Edisi ke-4. Penerbit Erlangga. Jakarta
- Mc Ketta, John, J., dan Cunningham W . A. 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol 20. Marcel Dekker Inc: New York.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th Edition. McGraw Hill Book Co: New York.
- Pertamina diakses dari <http://onesolution.pertamina.com>
- Trisunaryati, Wega. 2016. *Synthesis of Ce- Mesoporous Silica Catalyst and its Lifetime Determination for the Hydrocracking of Waste Lubricant*. Universitas Gajah Mada.
- Smith, J. M., 1981, *Chemical Engineering Kinetics*, 3 ed, Mc Grow-Hill Book – Kogakusha Ltd, Tokyo
- Ullman, 1988, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Vol B 2, VCH, Germany

Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds:
Physical, Thermodynamic and Transport Properties for 5,000 Organic
Chemical Compounds, Carl L Yaws, Knovel Corporation, 2003.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

| | |
|--|---|
| Kapasitas Produksi | : 25.000 ton/tahun |
| Operasi Pabrik | : 330 hari |
| Basis Perhitungan | : 1 jam operasi |
| Bahan Baku | : Propilena (C ₃ H ₆) Benzena (C ₆ H ₆) |
| Produk | : Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) |
| Konversi | : 95 % |
| Kapasitas Produksi Perjam | : $25.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$: 3.156,56 Kg/Jam |
| Massa Ispb (C ₉ H ₁₂) | : 3.156,56 Kg/Jam |
| Mol Ispb C ₉ H ₁₂ | : Massa / BM : 3.156,56 / 120,2 : 26,2609 Kmol/Jam |
| Kemurnian Bahan Baku | : Propilena (C ₃ H ₆) 99,40 % dan Propana (C ₃ H ₈) 0,6 % Benzena (C ₆ H ₆) 99,99 % dan Toluena (C ₇ H ₈) 0,01 % |
| Kemurnian Produk | : Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) 99 % dan Benzena (C ₆ H ₆) 0,6 %, Toluena (C ₇ H ₈) 0,4% |

Tabel A.1 Bahan Baku dan Produk Serta Berat Molekulnya

| No. | Komponen | Berat Molekul | Komposisi (%) |
|-----|--|---------------|---------------|
| 1. | Propilena (C ₃ H ₆) | 42,08 | 99,40 |
| 2. | Propana (C ₃ H ₈) | 44,09 | 0,6 |
| 3. | Benzena (C ₆ H ₆) | 78,11 | 99,99 |

| | | | |
|----|---|-------|------|
| 4. | Toluena (C ₇ H ₈) | 92,14 | 0,01 |
| 5. | Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 120,2 | 99 |

A.1 Perhitungan Neraca Massa pada Reaktor *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-201)

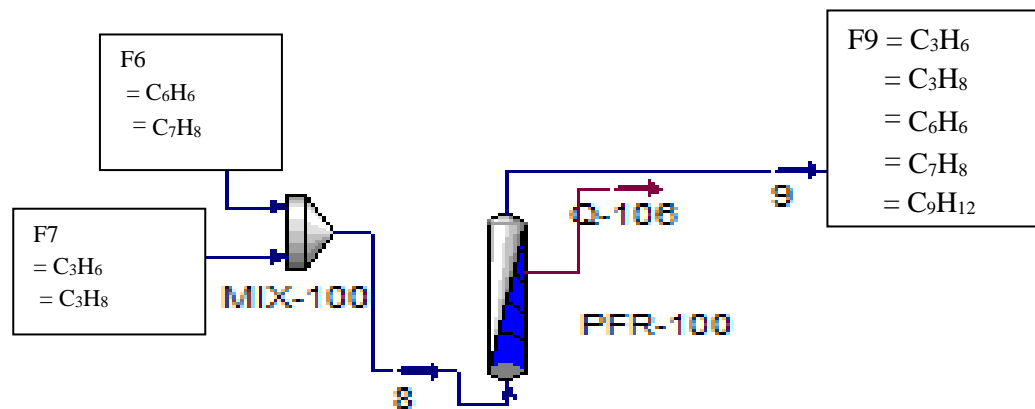
Fixed Bed Multitube Reactor (R-201) berfungsi mereaksikan benzena dengan propilena menjadi isopropil benzena. Dapat dilihat pada Gambar A.1

$$\text{Konversi} = 95\%$$

$$\text{Mula - mula} = \text{basis/ konversi}$$

$$= \frac{26,26094 \text{ Kmol/Jam}}{95\%}$$

$$= 27,64310 \text{ Kmol/Jam.}$$



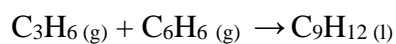
Gambar A.1 *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-201)

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$F6 + F7 = F9$$

$$F8 = F9$$

Reaksi pembentukan Isopropil Benzena



Reaksi Propilena dengan Benzena berlangsung pada $T = 278,5^{\circ}\text{C}$, $P = 18 \text{ atm}$
Berikut adalah reaksi antara Propilena dengan Benzena:

| | | | | | |
|-----------------|------------------------------------|---|----------------------------------|---------------|-------------------------------------|
| Reaksi | : $\text{C}_3\text{H}_6(\text{g})$ | + | $\text{C}_6\text{H}_6(\text{g})$ | \rightarrow | $\text{C}_9\text{H}_{12}(\text{l})$ |
| Awal | : 27,6431 | | 27,6431 | | - |
| <u>Bereaksi</u> | <u>: 26,2609</u> | | <u>26,2609</u> | | <u>26,2609</u> |
| Sisa | : 1,3821 | | 1,3821 | | 26,2609 |

Laju Alir F_6

Bahan Baku Yang Dibutuhkan

a. Propilena (C_3H_6)

$$N \text{ Propilena } (\text{C}_3\text{H}_6) = 27,6431 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Massa Propilena}(\text{C}_3\text{H}_6) = N \times \text{BM}$$

$$= 27,6431 \text{ Kmol/Jam} \times 42,08 \text{ Kg/kmol}$$

$$= 1.163,2216 \text{ Kg/Jam}$$

b. Impuritis Propana (C_3H_8)

$$\text{Impuritis Propana}(\text{C}_3\text{H}_8) 0,6 \%$$

$$27,6431 + 0,6\% = T$$

$$T (1-0,006) = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$T(0,9940) = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$= 27,6431 / 0,9940$$

$$T = 27,8099 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ Propana}(\text{C}_3\text{H}_8) = 27,8099 - 27,6431$$

$$= 0,1668 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Massa Propana}(\text{C}_3\text{H}_8) = N \times \text{BM}$$

$$= 0,1668 \text{ kmol/jam} \times 44,09 \text{ kg/kmol}$$

$$= 7,3568 \text{ Kg/Jam}$$

Laju Alir F7**Bahan Baku Yang Dibutuhkan**

a. Benzena (C₆H₆)

$$N \text{ Benzena (C}_6\text{H}_6) = 27,6431 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Massa Benzena (C}_6\text{H}_6) = N \times \text{BM}$$

$$= 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 78,11 \text{ kg/kmol}$$

$$= 2.159,2025 \text{ Kg/Jam}$$

b. Impuritis Toluena (C₇H₈)

$$\text{Impuritis Toluena (C}_7\text{H}_8) 0,01\%$$

$$27,6431 + 0,01\% T = T$$

$$T(1-0,0001) = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$T(0,9999) = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$T = 27,6431 / 0,9999$$

$$T = 27,6458 \text{ kmol/Jam}$$

$$N \text{ Toluena (C}_7\text{H}_8) = 27,6458 - 27,6431$$

$$= 0,0276 \text{ kmol/Jam}$$

$$\text{Massa Toluena (C}_7\text{H}_8) = N \times \text{BM}$$

$$= 0,0276 \text{ kmol/jam} \times 92,14 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,2547 \text{ Kg/Jam}$$

Total Laju Alir F8 adalah:

$$\text{Massa total F8} = \text{Massa Propilena (C}_3\text{H}_6) + \text{Massa Propana (C}_3\text{H}_8) + \text{Massa}$$

$$\text{Benzena (C}_6\text{H}_6) + \text{Massa Toluena (C}_7\text{H}_8)$$

$$= 1.163,2216 + 7,3568 + 2.159,2025 + 0,2547$$

$$= 3.330,0383 \text{ Kg/Jam}$$

Laju Alir F9**Produk Yang Terbentuk**

$$N \text{ Isopropil Benzena (C}_9\text{H}_{12}) \text{ (terbentuk)} = 26,2609 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Isopropil Benzena (C}_9\text{H}_{12}) \text{ (terbentuk)} &= N \times \text{BM} \\ &= 26,2609 \times 120,2 \\ &= 3.156,5657 \text{ Kg/Jam}\end{aligned}$$

Bahan Baku Sisa

Maka, massa bahan baku yang tidak bereaksi adalah:

$$\begin{aligned}N \text{ Propilena (C}_3\text{H}_6) \text{ (sisa)} &= N \text{ Masuk} - N \text{ bereaksi} \\ &= 27,6431 - 26,2609 \\ &= 1,3821 \text{ Kmol/Jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Propilena (C}_3\text{H}_6) \text{ (sisa)} &= N \times \text{BM} \\ &= 1,3821 \times 42,08 \\ &= 58,1611 \text{ Kg/Jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N \text{ Benzena (C}_6\text{H}_6) \text{ (sisa)} &= N \text{ Masuk} - N \text{ bereaksi} \\ &= 27,6431 - 26,2609 \\ &= 1,3821 \text{ Kmol/Jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Benzena (C}_6\text{H}_6) \text{ (sisa)} &= N \times \text{BM} \\ &= 1,3821 \times 78,11 \\ &= 107,7000 \text{ Kg/Jam}\end{aligned}$$

Laju Alir F9, adalah:

$$\begin{aligned}\text{Massa total F9} &= \text{Massa Propilena(C}_3\text{H}_6\text{)} + \text{Massa Propana(C}_3\text{H}_8\text{)} + \text{Massa} \\ &\text{Benzena (C}_6\text{H}_6\text{)} + \text{Massa Toluena (C}_7\text{H}_8\text{)} + \text{Massa Isopropil} \\ &\text{Benzena (C}_9\text{H}_{12}\text{)} \\ &= 58,1611 + 7,3568 + 107,7000 + 0,2547 + 3.156,5657 \\ &= 3.330,0383 \text{ Kg/Jam}\end{aligned}$$

Fraksi Massa Komponen

$$X \text{ Propilena} = \frac{\text{Massa Propilena}}{\text{Massa Total}} \times 100\% = \frac{58,1611 \text{ kg/jam}}{3.330,0383 \text{ kg/jam}} \times 100\% = 0,0174 \%$$

$$X \text{ Propana} = \frac{\text{Massa Propana}}{\text{Massa Total}} \times 100\% = \frac{0,4877 \text{ kg/jam}}{3.330,0383 \text{ kg/jam}} \times 100\% = 0,0022 \%$$

$$X \text{ Benzena} = \frac{\text{Massa Benzena}}{\text{Massa Total}} \times 100\% = \frac{107,7000 \text{ kg/jam}}{3.330,0383 \text{ kg/jam}} \times 100\% = 0,0323 \%$$

$$X \text{ Toluena} = \frac{\text{Massa Toluena}}{\text{Massa Total}} \times 100\% = \frac{0,2547 \text{ kg/jam}}{3.330,0383 \text{ kg/jam}} \times 100\% = 0,00007 \%$$

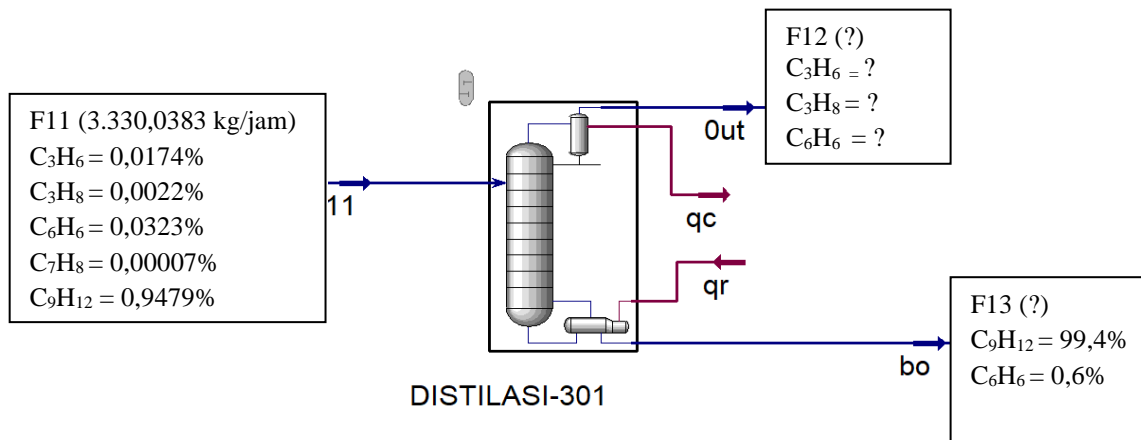
$$X \text{ Isopropil Benzena} = \frac{\text{Massa Isopropil Benzena}}{\text{Massa Total}} \times 100\% = \frac{3.156,5657 \text{ kg/jam}}{3.330,0383 \text{ kg/jam}} \times 100\% = 0,9479 \%$$

Tabel A.2 Neraca Massa Pada *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-201)

| Komponen | Input (kg/jam) | | Output (kg/jam) |
|---|----------------|------------|-----------------|
| | F6 | F7 | F9 |
| | F8 | | |
| Propilena (C ₃ H ₆) | | 1.163,2216 | 58,1611 |
| Propana (C ₃ H ₈) | | 7,3568 | 7,3568 |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 2.159,2025 | | 107,7000 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,2547 | | 0,2547 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | | | 3.156,5656 |
| Subtotal | 2.159,4573 | 1.170,5785 | 3.330,0338 |
| TOTAL | 3.330,0383 | | 3.330,0338 |

A.2 Distilasi (D-201)

Distilasi (D-301) adalah alat yang digunakan untuk memisahkan Isopropil Benzena dari campuran yang terkandung didalamnya. Dapat dilihat pada Gambar A.3



Gambar A.2 Distilasi (D-301)

Diketahui komposisi untuk produksi komersil yaitu 99,40 % isopropil benzena, 0,6 % benzena .

Neraca Massa Total =

$$F11=F12+F13.....(1)$$

Neraca Massa Komponen:

- Benzena = 107,7000 kg/jam = 0,006 F13 + Xb F12.....(2)

- Toluena = 0,2547 kg/jam = XtoluenaF13.....(3)

- Propilena = 58,1611 kg/jam = XpropilenaF12.....(4)

- Propana = 7,3568 kg/jam = Xpropana F12.....(5)

- Isopropil benzena = 3.156,4657 kg/jam= 0,994 F13.....(6)

Dari persamaan 6 diperoleh:

$$3.156,4657 \text{ kg/jam} = 0,994 F13$$

$$3.156,4657 / 0,994 = F13$$

$$F13 = 3.175,9467 \text{ kg/jam}$$

Maka dari persamaan 1 didapat:

$$F11 = F12 + F13$$

$$3.330,0383 \text{ kg/jam} = F12 + 3.175,9467 \text{ kg/jam}$$

$$3.330,0383 \text{ kg/jam} - 3.175,9467 \text{ kg/jam} = F12$$

$$F12 = 154,0871 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan 2 didapat:

$$107,7000 \text{ kg/jam} = 0,006 F13 + Xb F12$$

$$107,7000 \text{ kg/jam} = 0,006 (3.175,9467 \text{ kg/jam}) + Xb (154,0871 \text{ kg/jam})$$

$$107,7000 \text{ kg/jam} = 19,1263 \text{ kg/jam} + Xb (154,0871 \text{ kg/jam})$$

$$107,7000 \text{ kg/jam} - 19,1263 \text{ kg/jam} = Xb (154,0871 \text{ kg/jam})$$

$$88,5693 \text{ kg/jam} = Xb (154,0871 \text{ kg/jam})$$

$$Xb = 0,5748 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan 5 didapat:

$$7,3568 \text{ kg/jam} = X_{\text{propana F12}}$$

$$7,3568 \text{ kg/jam} = X_{\text{propana}} (154,0871 \text{ kg/jam})$$

$$X_{\text{propana}} = 0,0477 \text{ kg/jam}$$

Maka dari persamaan 2 dan 5 didapatkan persamaan 4 yaitu:

$$X_b + X_{\text{propana}} = 0,5748 \text{ kg/jam} + 0,0477 \text{ kg/jam} = 0,6225 \text{ kg/jam}$$

Diakumulasikan untuk keluaran laju alir F12 adalah 1 kg/jam

$$\text{Maka } X_{\text{propilena}} = 1,1 \text{ kg/jam} - 0,6225 \text{ kg/jam} = 0,3774 \text{ kg/jam}$$

$$X_{\text{propilena}} = 0,3774 \text{ kg/jam}$$

Laju alir F12

- Benzena = $X_b \text{ F12}$
 $= 0,5748 \text{ kg/jam} (154,0871 \text{ kg/jam})$
 $= 88,5693 \text{ kg/jam}$

- Propana = $X_{\text{propana F12}}$
 $= 0,0477 \text{ kg/jam} (154,0871 \text{ kg/jam})$
 $= 7,3568 \text{ kg/jam}$

- Propilena = $X_{\text{propilena F12}}$
 $= 0,3774 \text{ kg/jam} (154,0871 \text{ kg/jam})$
 $= 58,1610 \text{ kg/jam}$

Total Laju Alir F12 = massa benzena + massa propana + massa propilena
 $= 88,5693 \text{ kg/jam} + 7,3568 \text{ kg/jam} + 58,1610 \text{ kg/jam}$
 $= 154,0871 \text{ kg/jam}$

Laju Alir F13

- Benzena = $X_b \text{ F13}$
 $= 0,006 (3.175,9467 \text{ kg/jam})$
 $= 19,1263 \text{ kg/jam}$

- Isopropil Benzena = $X_{ispb} F13$
 $= 0,994 (3.175,9467 \text{ kg/jam})$
 $= 3.156,5657 \text{ kg/jam}$

Untuk mendapatkan toluena digunakan cara massa komponen benzena ditambah dengan massa komponen ispb didapatkan hasilnya dikurang dengan total laju alir F13

- Toluena = massa benzena+ massa ispb
 $= 19,1263 \text{ kg/jam} + 3.156,5657 \text{ kg/jam}$
 $= 3.175,6920 \text{ kg/jam}$
 $= (\text{laju alir F13}) - 3.175,6920 \text{ kg/jam} (\text{laju alir F13})$
 $= 3.175,9467 \text{ kg/jam} - 3.175,6920 \text{ kg/jam}$
 Toluena = $0,2547 \text{ kg/jam}$

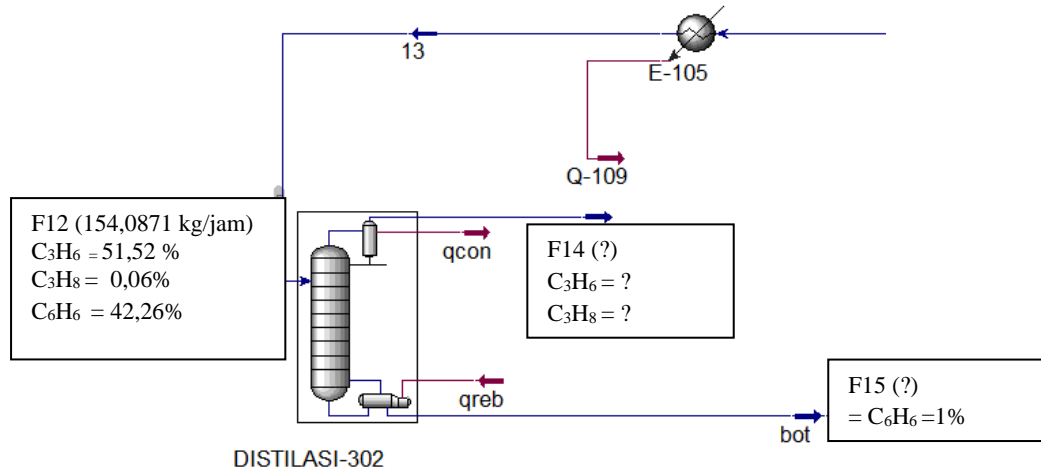
$$\begin{aligned} \text{Total Laju Alir F13} &= \text{massa benzena} + \text{massa toluena} + \text{massa isopropil benzena} \\ &= 19,1307 \text{ kg/jam} + 0,2547 \text{ kg/jam} + 3.156,5657 \text{ kg/jam} \\ &= 3.175,9467 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca Massa Distilasi (D-301)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|---|----------------|-----------------|------------|
| | F11 | F12 | F13 |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 58,1610 | 58,1610 | |
| Propana (C ₃ H ₈) | 7,3568 | 7,3568 | |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 107,7000 | 88,5693 | 19,1307 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,2547 | | 0,2547 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 3.156,5656 | | 3.156,5657 |
| Subtotal | 3.330,0338 | 154,0871 | 3.175,9467 |
| TOTAL | 3.330,0338 | 3.330,0338 | |

A.3 Perhitungan Neraca Massa pada Distilasi (D-302)

Distilasi (D-301) adalah alat yang digunakan untuk memisahkan Benzena dari campuran yang terkandung didalamnya untuk di *recycle*. Dapat dilihat pada Gambar A.4



Gambar A.3 Distilasi (D-302)

Neraca Massa Total

$$F12 = F14 + F15 \dots\dots\dots(1)$$

Neraca massa komponen:

- Benzena = 88,5693 kg/jam = 1 F15.....(2)
- Propilena = 58,1610 kg/jam = Xpropilena F14.....(3)
- Propana = 7,3568 kg/jam = Xpropana F14.....(4)

Dari persamaan 2 didapat:

$$88,5693 \text{ kg/jam} = 1 \text{ F15}$$

$$F15 = 88,5693 \text{ kg/jam}$$

Maka dari persamaan 1 diketahui:

$$F12 = F14 + F15$$

$$154,0871 \text{ kg/jam} = F_{14} + 88,5693 \text{ kg/jam}$$

$$F_{14} = 65,5178 \text{ kg/jam}$$

Persamaan 3 didapat:

$$58,1610 \text{ kg/jam} = X_{\text{propilena}} F_{14}$$

$$58,1610 \text{ kg/jam} = X_{\text{propilena}} (65,5178 \text{ kg/jam})$$

$$X_{\text{propilena}} = 0,8877 \text{ kg/jam}$$

Persamaan 4 didapat:

$$7,3568 \text{ kg/jam} = X_{\text{propana}} F_{14}$$

$$7,3568 \text{ kg/jam} = X_{\text{propana}} (65,5178 \text{ kg/jam})$$

$$X_{\text{propana}} = 0,1122 \text{ kg/jam}$$

Laju Alir F14

- Propilena = $X_{\text{propilena}} F_{14}$
 $= 0,8877 \text{ kg/jam} (65,5178 \text{ kg/jam})$
 $= 58,1610 \text{ kg/jam}$
- Propana = $X_{\text{propana}} F_{14}$
 $= 0,1122 \text{ kg/jam} (65,5178 \text{ kg/jam})$
 $= 7,3568 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} \text{Total Laju Alir F14} &= \text{massa propilena} + \text{massa propana} \\ &= 58,1610 \text{ kg/jam} + 7,3568 \text{ kg/jam} \\ &= 65,5178 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Laju Alir F15

- Benzena = $X_{\text{benzena}} F_{15}$
 $= 1 (88,5693 \text{ kg/jam})$
 $= 88,5693 \text{ kg/jam}$

$$\text{Total Laju Alir F15} = \text{massa benzena} = 88,5693 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Distilasi (D-302)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|--|----------------|-----------------|---------|
| | F12 | F14 | F15 |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 58,1610 | 58,1610 | |
| Propana (C ₃ H ₈) | 7,3568 | 7,3568 | |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 88,5693 | | 88,5693 |
| Subtotal | 154,0871 | 65,5178 | 88,5693 |
| TOTAL | 154,0871 | 154,0871 | |

A.4 Aliran *Recycle*

Aliran *recycle* harus di injeksikan dengan aliran utama bahan baku maka didapatkan massa bahan baku yang sebenarnya.

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Benzena} &= \text{massa awal} - \text{massa } \textit{recycle} \\
 &= 2.159,2025 \text{ kg/jam} - 88,5693 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.070,6332 \text{ kg/Jam}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

B.1 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi pada perancangan pabrik isopropil benzena dari benzena dan propilena sebagai berikut:

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan perhitungan : kJ/jam

Temperatur referensi (T_{ref}) : 25°C

Neraca Energi : [(Energi Masuk) - (Energi Keluar) + (Generasi Energi) - (Konsumsi Energi)] = [Akumulasi Energi]

Untuk mengetahui harga kapasitas panas (C_p) menggunakan konstanta A,B,C,D, dan E dapat dilihat pada persamaan 1.1

$$\int_{T_{ref}}^{T_2} C_p dT \text{ gas} = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_{ref}^5)$$

$$\int_{T_{ref}}^{T_2} C_p dT \text{ cair} = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel B.1 Data Konstanta A,B,C,D dan E untuk kapasitas panas (C_p) liquid (J/mol K).

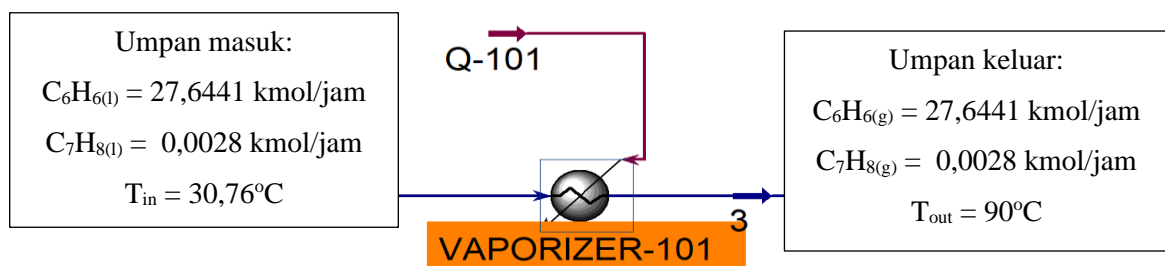
| Komponen | A | B | C | D |
|--------------------------------|---------|-----------|-------------|------------|
| C ₆ H ₆ | -31.662 | 1.3043 | -3.6078E-03 | 3.8243E-06 |
| C ₇ H ₈ | 83.703 | 0.5167 | -1.4910E-03 | 1.9725E-06 |
| C ₃ H ₆ | 30.543 | 0.5020 | -2.1040E-03 | 3.7444E-06 |
| C ₃ H ₈ | 59.642 | 0.3283 | -1.5377E-03 | 3.6539E-06 |
| C ₉ H ₁₂ | 124.621 | 0.6329 | -1.7331E-03 | 2.2146E-06 |
| H ₂ O | 95.053 | -4.00E-02 | -2.11E-04 | 5.35E-07 |

Tabel B.2 Konstanta A,B,C,D dan E untuk kapasitas panas (Cp) gas (J/mol K).

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--------------------------------|---------|---------|-------------|------------|-------------|
| C ₆ H ₆ | -31.368 | 0.47460 | -3.1137E-04 | 8.524E-08 | -5.0524E-12 |
| C ₇ H ₈ | -24.097 | 0.52187 | -2.9827E-04 | 6.122E-08 | 1.2576E-12 |
| C ₃ H ₆ | 21.172 | 0.06311 | 2.9197E-04 | -3.271E-07 | 9.9730E-11 |
| C ₃ H ₈ | 28.277 | 0.11600 | 1.9597E-04 | -2.327E-07 | 6.8669E-11 |
| C ₉ H ₁₂ | 10.149 | 0.51138 | -1.7703E-05 | -2.261E-07 | 8.8002E-11 |

B.2 Neraca Energi pada Vaporizer (V-101)

Fungsi : Merubah fasa benzena menjadi gas agar sesuai dengan kondisi reaktor

**Gambar B.1** Vaporizer-101

B.2.1 Panas Aliran Masuk Benzena

$$T_{in} = 30,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,91 \text{ K}$$

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

$$N \text{ C}_6\text{H}_6 = 27,6443 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p dT &= -31.662 (303,91 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (303,91^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (303,91^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (303,91^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 796,9470 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6443 \text{ kmol/jam} \times 796,9470 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 22.030,0843 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p dT &= -83.703 (303,91 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (303,91^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-4.910\text{E}-03}{3} (303,91^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725\text{E}-06}{4} (303,91^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 909,6704 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0.0028 \text{ kmol/jam} \times 909,6704 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 2,5146 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.3 Perhitungan Panas Masuk pada V-101

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/Kmol.K) | ΔQ_1 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₆ H ₆ | 78,1140 | 27,6443 | 796,9470 | 22.031,0026 |
| C ₇ H ₈ | 92,1410 | 0,0028 | 909,6704 | 2,5146 |
| Total | | | | 22.033,5171 |

B.2.2 Panas Penguapan Benzena

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

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

$$T_c \text{ C}_6\text{H}_6 = 562,16 \text{ K}$$

$$T_c \text{ C}_7\text{H}_8 = 591,79 \text{ K}$$

$$n \text{ C}_6\text{H}_6 = 0,489$$

$$n \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,383$$

$$N \text{ C}_6\text{H}_6 = 27,6441 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$Q_{vap} = A \left(1 - \left(\frac{T_{penguapan}}{T_c} \right) \right)^n \times 1000$$

$$Q_{vap} \text{ C}_6\text{H}_6 = 49.888 \left(1 - \left(\frac{363.15}{562.16} \right) \right)^{0.489} \times 1000$$

$$Q_{vap} \text{ C}_6\text{H}_6 = 30.023,7136 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} = H_{\text{vap}} (\text{kJ/Kmol.K}) \times n (\text{kmol/jam})$$

$$\begin{aligned} \Delta Q_{\text{penguapan}} \text{ C}_6\text{H}_6 &= 30.023,7136 \times 27,6441 \\ &= 829.948,5015 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_7\text{H}_8 = 50.139 \left(1 - \left(\frac{363,15}{591,79}\right)\right)^{0,383} \times 1000$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_7\text{H}_8 = 34.832,9908 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} = H_{\text{vap}} (\text{kJ/Kmol.K}) \times n (\text{kmol/jam})$$

$$\begin{aligned} \Delta Q_{\text{penguapan}} \text{ C}_7\text{H}_8 &= 34.832,9908 \times 0,0028 \\ &= 96,2879 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.4 Perhitungan Panas Penguapan pada Vaporizer

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | H _{vap} (kJ/Kmol.K) | ΔQ _{penguapan} (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|---------------------------------|-------------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 78,1140 | 27,6431 | 30.023,7136 | 829.948,5015 |
| C ₇ H ₈ | 92,1410 | 0,0028 | 34.832,9908 | 96,2879 |
| Total | | | | 830.044,7893 |

B.2.3 Aliran Panas Keluar Benzena

$$T_{\text{out}} = 90 \text{ C} \quad 363,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N \text{ C}_6\text{H}_6 = 27,6441 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= -31.368 (363,15 - 298,15) + \frac{0.47460}{2} (363,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3.1137E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{8.524E-08}{4} \\ &(363,15^4 - 298,15^4) + \frac{-5.0524E-12}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 6.139,6775 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6441 \text{ kmol/jam} \times 6.139,6775 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 169.716,7165 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= -24.097 (363,15 - 298,15) + \frac{0.52187}{2} (363,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{-2.9827E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{6.122E-08}{4} (363,15^4 - \\
 &298,15^4) + \frac{1.2576E-12}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\
 &= 7.669,6364 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 7.669,6364 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 21,2010 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5 Perhitungan Panas Keluar pada Vaporizer

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/KMol.K) | ΔQ_2 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|----------------|--------------------------|
| C ₆ H ₆ | 78,1140 | 27,6441 | 6.139,6775 | 169.719,7165 |
| C ₇ H ₈ | 92,1410 | 0,0028 | 7.669,6364 | 21,2010 |
| Total | | | | 169.740,9174 |

B.2.4 Menghitung Kebutuhan Steam

Steam yang digunakan adalah *superheated steam* bersuhu 400°C. (Reaklatis)

$$\text{Diketahui : } \Delta Q_L = 2.968,90 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_v = 3.279,50 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_1 = 22.032,5989 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{penguapan}} = 830.044,7893 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 169.740,9174 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Q_s &= \Delta Q_2 + \Delta Q_{\text{penguapan}} - \Delta Q_1 \\
 &= 977.753,1079 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda &= Q_v - Q_L \\
 &= (3.279,50 - 2.968,90) \text{ kJ/jam} \\
 &= 310,60 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Maka jumlah *steam* yang dibutuhkan :

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

$$= \frac{977.753,1079 \text{ kJ/jam}}{310,60 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 3.147,9495 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta Q_s \text{ in} = m \times \Delta Q_v$$

$$= 3.147,9495 \text{ kg/jam} \times 3.279,50 \text{ kJ/kg}$$

$$= 10.324.130,5758 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta Q_s \text{ out} = m \times \Delta Q_L$$

$$= 3.147,9495 \text{ kg/jam} \times 2.968,90 \text{ kJ/kg}$$

$$= 9.345.947,2055 \text{ kJ/jam}$$

Neraca energi Total

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$22.032,5989 \text{ kJ/kg} + Q_{\text{supply}} = (830.044,7893 + 169.740,9174) \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} - 0,05 Q_{\text{loss}} = 977.753,1079 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 977.753,1079 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{supply}} = 1.029.213,7978 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 1.029.213,7978 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 51.460,6899 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.6 Hasil Perhitungan Pada V-101

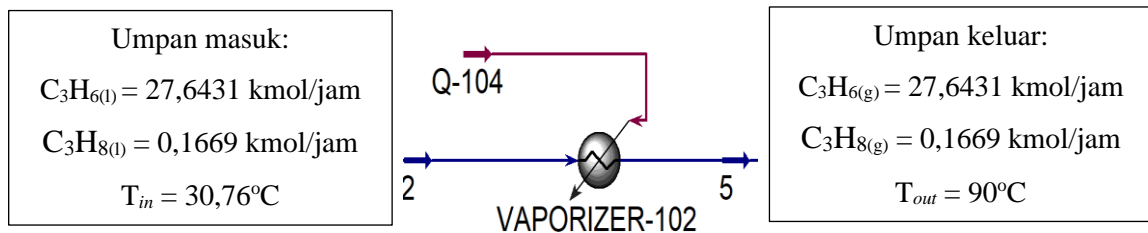
| Keterangan | Panas Aliran Masuk (kJ/jam) | Panas Aliran keluar (kJ/jam) |
|---------------------------|--------------------------------|---------------------------------|
| ΔQ masuk | 22.032,5989 | 0 |
| ΔQ penguapan | 0 | 830.044,7893 |
| ΔQ keluar | 0 | 169.740,9174 |
| ΔQ_{steam} | 10.323.700,3134 | 9.345.947,2055 |
| Total | 10.345.732,9122 | 10.345.732,9122 |

Tabel B.7 Neraca Energi Total V-101

| | Cp Aliran Masuk (kJ/jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/jam) |
|-----------------|-------------------------------------|--------------------------------------|
| <i>Q supply</i> | 1.029.213,7978 | - |
| <i>Q Loss</i> | - | 51.460,6899 |
| Q masuk | 22.032,5989 | - |
| Q keluar | - | 169.740,9174 |
| Q penguapan | - | 830.044,7893 |
| Total | 1.051.246,3966 | 1.051.246,3966 |

B.3 Neraca Energi pada Vaporizer (V-102)

Fungsi : Merubah fasa bahan baku propilena menjadi gas agar sesuai dengan kondisi reaktor

**Gambar B.2** Vaporizer-102**B.3.1 Aliran Panas Masuk Propilena**

$$T_{in} = 30,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,34 \text{ K}$$

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

$$N \text{ C}_3\text{H}_6 = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_3\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p dT &= 30.543 (303,34 - 298,15) + \frac{0.5020}{2} (303,34^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2.1040\text{E}-03}{3} (303,34^3 - 298,15^3) + \frac{3.7444\text{E}-06}{4} \\ &(303,34^4 - 298,15^4) \end{aligned}$$

$$= 483,0127 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,34 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 483,0127 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 13.351,9688 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p dT &= -59.642 (303,91 - 298,15) + \frac{0.3283}{2} (303,91^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-1.5377\text{E}-03}{3} (303,91^3 - 298,15^3) + \frac{3.6539\text{E}-06}{4} \\ &(303,91^4 - 298,15^4) \\ &= 616,0242 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,91 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 616,0242 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 102,7890 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.8 Perhitungan Panas Masuk pada Vaporizer (V-102)

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/KMol.K) | ΔQ_1 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,0810 | 27,6431 | 483,0127 | 13.351,9688 |
| C ₃ H ₈ | 44,0970 | 0,1669 | 626,0242 | 102,7890 |
| Total | | | | 13.454,7578 |

B.3.2 Panas Penguapan Propilena

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

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

$$T_c \text{ C}_3\text{H}_6 = 397,91 \text{ K}$$

$$T_c \text{ C}_3\text{H}_8 = 369,82 \text{ K}$$

$$n \text{ C}_6\text{H}_6 = 0,361$$

$$n \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,365$$

$$N \text{ C}_6\text{H}_6 = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$Q_{\text{vap}} = A \left(1 - \left(\frac{T_{\text{penguapan}}}{T_c}\right)\right)^n \times 1000$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_3\text{H}_6 = 28.06 \left(1 - \left(\frac{363.15}{562.16}\right)\right)^{0.361} \times 1000$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_3\text{H}_6 = 11.638,4496 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} = Q_{\text{vap}} (\text{kJ/Kmol.K}) \times n (\text{kmol/jam})$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} \text{ C}_6\text{H}_6 = 11.638,4496 \times 27,6431$$

$$= 321.722,8132 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_3\text{H}_8 = 26.89 \left(1 - \left(\frac{363.15}{591.79}\right)\right)^{0.365} \times 1000$$

$$Q_{\text{vap}} \text{ C}_3\text{H}_8 = 6.209,8375 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} = Q_{\text{vap}} (\text{kJ/Kmol.K}) \times n (\text{kmol/jam})$$

$$\Delta Q_{\text{penguapan}} \text{ C}_7\text{H}_8 = 6.209,8375 \times 0,1668$$

$$= 1.036,1654 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.9 Perhitungan Panas Penguapan pada Vaporizer

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | H _{vap} (kJ/Kmol.K) | ΔQ _{penguapan} (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|---------------------------------|-------------------------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,0810 | 27,6431 | 11.638,4496 | 321.722,8132 |
| C ₃ H ₈ | 44,0970 | 0,1669 | 6.209,8375 | 1.036,1654 |
| Total | | | | 322.758,9786 |

B.4.3 Aliran Panas Keluar Propilena

$$T_{\text{out}} = 90 \text{ C} \quad 363,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N \text{ C}_3\text{H}_6 = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_3\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= 21.172 (363,15 - 298,15) + \frac{0.6311}{2} (363,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{2.9197E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3.271E-07}{4} (363,15^4 - \\ &298,15^4) + \frac{9.9730E-11}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 4.116,9699 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 4.116,9699 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 113.805,8108 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= 28.277 (363,15 - 298,15) + \frac{0.11600}{2} (363,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1.9597E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2.327E-07}{4} (363,15^4 - \\ &298,15^4) + \frac{6.8669E-11}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 5.230,5521 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 5.230,5521 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 872,7631 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.10 Perhitungan Panas Keluar pada Vaporizer-102

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/Kmol.K) | ΔQ_2 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,0810 | 27,6431 | 4.116,9699 | 113.805,8108 |
| C ₃ H ₈ | 44,0970 | 0,1668 | 5.230,5521 | 872,7631 |
| Total | | | | 114.678,5740 |

B.3.4 Menghitung Kebutuhan Steam

Steam yang digunakan adalah *superheated steam* bersuhu 400°C. (Reaklatis)

$$\text{Diketahui : } \Delta Q_L = 2.968,90 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_v = 3.279,50 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_1 = 13.454,7578 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{penguapan}} = 322.758,9786 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 114.678,5740 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \Delta Q_s &= \Delta Q_2 + \Delta Q_{\text{penguapan}} - \Delta Q_1 \\ &= 423.982,7948 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda &= Q_v - Q_L \\ &= (3.279,50 - 2.968,90) \text{ kJ/jam} \\ &= 310,60 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Maka jumlah *steam* yang dibutuhkan :

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

$$= \frac{423.982,7948 \text{ kJ/jam}}{310,60 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 1.365,0444 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta Q_s \text{ in} = m \times \Delta H_v$$

$$= 1.365,0444 \text{ kg/jam} \times 3.279,50 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4.467.663,1532 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta Q_s \text{ out} = m \times \Delta H_L$$

$$= 1.365,0444 \text{ kg/jam} \times 2.968,90 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4.052,680,3585 \text{ kJ/jam}$$

Neraca energi Total

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$13.454,7578 \text{ kJ/kg} + Q_{\text{supply}} = (322.758,9786 + 114.678,5740) \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} - 0,05 Q_{\text{loss}} = 423.892,7948 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 423.892,7948 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{supply}} = 446.297,6787 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 446.297,6787 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 22.314,8839 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.11 Hasil Perhitungan Pada V-102

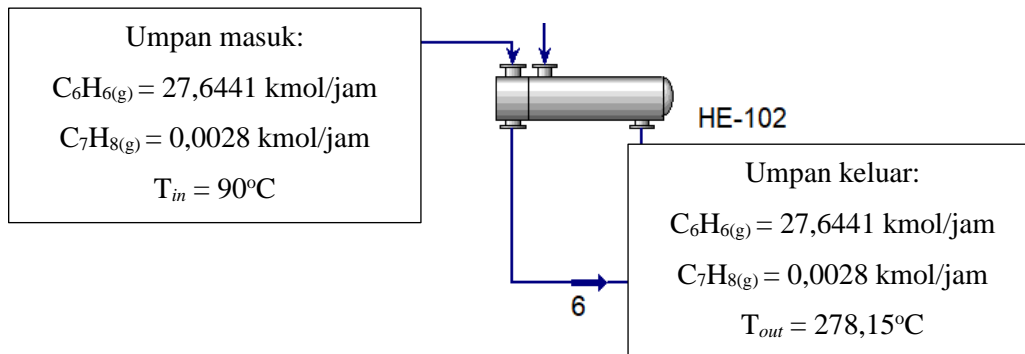
| Keterangan | Panas Aliran Masuk (kJ/jam) | Panas Aliran keluar (kJ/jam) |
|---------------------------|--------------------------------|---------------------------------|
| ΔQ masuk | 13.454,7578 | 0 |
| ΔQ penguapan | 0 | 322.758,9786 |
| ΔQ keluar | 0 | 114.678,5740 |
| ΔQ_{steam} | 4.476.663,1532 | 4.052.680,3585 |
| Total | 4.490.117,9110 | 4.490.117,9110 |

Tabel B.12 Neraca Energi Total V-102

| | Cp Aliran Masuk (kJ/jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/jam) |
|--------------|-------------------------------------|--------------------------------------|
| Q_{supply} | 446.297,6787 | - |
| Q_{Loss} | - | 22.314,8839 |
| Q masuk | 13.454,7578 | - |
| Q keluar | - | 114.678,5740 |
| Q penguapan | - | 322.758,9786 |
| Total | 459.752.4365 | 459.752.4365 |

B.4 Heat Exchanger (HE-101)

Fungsi : untuk menaikkan temperatur benzena agar sesuai dengan kondisi reaktor

**Gambar B.3** Heat Exchanger (HE-101)**B.4.1 Panas Masuk Benzena Heat Exchanger (E-101)**

$$T_{in} = 90 \text{ C} \quad 363,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N_{C_6H_6} = 27,6441 \text{ kmol/jam}$$

$$N_{C_7H_8} = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= -31,368 (363,15 - 298,15) + \frac{0,47460}{2} (363,15^2 - 298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} (363,15^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 6.139,6775 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6441 \text{ kmol/jam} \times 6.139,6775 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 169.719,7165 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= -24,097 (363,15 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (363,15^2 - 298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} (363,15^4 - 298,15^4) + \frac{1,2576E-12}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 7.669,6364 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 7.669,6364 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 21,2010 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.13 Perhitungan Panas Masuk pada *Heat Exchanger* (HE-101)

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/KMol.K) | ΔQ_1 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₆ H ₆ | 78,1140 | 27,6431 | 6,139,6775 | 169.719,7165 |
| C ₇ H ₈ | 92,1410 | 0,0028 | 7.669,6364 | 21,2010 |
| Total | | | | 169.740,9174 |

B.4.2. Panas Keluar Benzena *Heat Exchanger* (HE-101)

$$T_{out} = 278,15 \text{ C} \quad 551,30 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N \text{ C}_6\text{H}_6 = 27,6441 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p dT &= -31,368 (551,3 - 298,15) + \frac{0,47460}{2} (551,3^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-3,1137E-04}{3} (551,3^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} (551,3^4 - \\ &298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (551,3^5 - 298,15^5) \\ &= 30.198,8089 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6443 \text{ kmol/jam} \times 30.198,8089 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 834.788,6789 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p dT &= -24,097 (551,3 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (551,3^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2,9827E-04}{3} (551,3^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} \\ &(551,3^4 - 298,15^4) + \frac{1,2576E-12}{5} (551,3^5 - 298,15^5) \\ &= 37.291,8661 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 37.291,8661 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 103,0849 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.14 Perhitungan Panas Keluar pada *Heat Exchanger* (HE-101)

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/KMol.K) | ΔQ_2 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₆ H ₆ | 78,1140 | 27,6431 | 30.198,8089 | 834.788,6789 |
| C ₇ H ₈ | 92,1410 | 0,0028 | 37.291,8661 | 103,0849 |
| Total | | | | 838.891,7638 |

B.4.3 Menghitung Kebutuhan Steam

$$\text{Diketahui : } Q_1 = 169.740,9174 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 834.891,7638 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s = \Delta Q_2 - \Delta Q_1$$

$$= 665.150,8463 \text{ kJ/jam}$$

$C_p dT$ $Q_{transfer}$ *Steam*,

$$\begin{aligned} \text{Steam } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p dT &= 33,933 (551,3 - 298,15) + \frac{-8,4186E-03}{2} (551,3^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{2,9906E-05}{3} (551,3^3 - 298,15^3) + \frac{-1,7825E-08}{4} (551,3^4 - 298,15^4) \\ &+ \frac{3,6934E-12}{5} (551,3^5 - 298,15^5) \\ &= 8.750,5458 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Untuk mencari mol $Q_{transfer}$ digunakan persamaan:

$$Q (\text{serap}) = Q (\text{transfer})$$

$$NC_p \Delta t = NC_p \Delta T$$

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q (\text{serap})}{NC_p \Delta T} \\ &= \frac{834.891,7638 \text{ kJ/jam}}{8.750,5458 \text{ kJ/Kmol.K}} \end{aligned}$$

$n = 95,4103 \text{ kmol/jam}$, maka massa *steam* yang diperlukan:

$$\begin{aligned} m_{\text{steam}} &= \frac{n}{\text{BM}} \\ m_{\text{steam}} &= \frac{95,4103 \text{ kmol/jam}}{18 \text{ g/mol}} \end{aligned}$$

$$m_{\text{steam}} = 1.717,3845 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta Q_{\text{transfer}} = \Sigma n \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_{\text{transfer}} = 95,4103 \text{ kmol/jam} \times 8.750,5458 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_{\text{transfer}} = 834.891,7638 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.15 Q serap dan Q transfer *Heat Exchanger* (HE-101)

| Komponen | N (kmol/ jam) | $\int C_p dT$ (kJ/kg) | Qserap (kJ/jam) | Qtransfer (kJ/jam) |
|-------------------------------|-------------------|--------------------------|---------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 27,6441 | 30.198,8089 | 834.788,6789 | 0 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 37.291,8661 | 103,0849 | 0 |
| H ₂ O | 95,4142 | 8.750,5458 | 0 | 834.891,7638 |
| Total | | | 834.891,7638 | 834.891,7638 |

B.4.4 Neraca energi Total

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$169.740,9174 \text{ kJ/kg} + Q_{supply} = 834.891,7638 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{loss} = 665.150,8463 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{supply} = 665.150,8463 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{supply} = 700.158,7856 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 5\% Q_{supply}$$

$$Q_{loss} = 5\% \times 700.158,7856 \text{ kJ/jam}$$

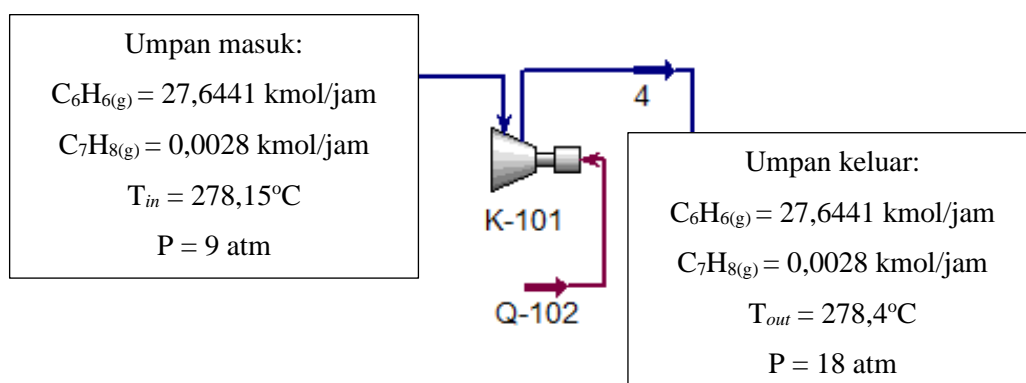
$$Q_{loss} = 35.007,9393 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.16 Neraca Energi Total *Heat Exchanger* (HE-101)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|------------------|-----------------------------|------------------------------|
| ΔQ_{in} | 169.740,9174 | 0 |
| ΔQ_{out} | 0 | 834.891,7638 |
| Q_{supply} | 700.158,7856 | 0 |
| Q_{loss} | 0 | 35.007,9393 |
| Total | 869.935,9578 | 869.935,9578 |

B.5 Kompresor (K-101)

Fungsi: Menaikkan tekanan bahan baku benzena agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor.



Gambar B.4 Kompresor (K-101)

B.5.1 Panas Aliran Masuk Benzena

$$T_{in} = 275,15 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 551,30 \text{ K}$$

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

$$P = 9 \text{ atm}$$

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31,368 (551,30 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (551,30^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (551,30^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(551,30^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (551,30^5 - 298,15^5) \\ &= 30.198,8089 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6441 \text{ kmol/jam} \times 30.198,8089 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 834.788,6789 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}dT &= -24,097 (551,30 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (551,30^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (551,30^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} \\ &(551,30^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (551,30^5 - 298,15^5) \\ &= 37.291,8661 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 37.291,8661 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 103,0849 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.17 Perhitungan Panas Masuk Kompresor (K-101)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|---------------------|
| C ₆ H ₆ | 27,6443 | 30.198,8089 | 834.788,6789 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 37.291,8661 | 103,0849 |
| Total | | | 834.891,7638 |

B.5.2 Aliran Benzena Keluar Kompresor (K-101)

$$T_{out} = 278,4\text{ }^{\circ}\text{C} \quad 551,55\text{ K}$$

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

$$P = 18\text{ atm}$$

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15\text{ K}}^{551,55\text{ K}} C_{pd}dT &= -31,368 (551,55 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (551,55^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\ &= 30.236,1803\text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15\text{ K}}^{551,55\text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6441\text{ kmol/jam} \times 30.236,1803\text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 835.821,7386\text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15\text{ K}}^{551,55\text{ K}} C_{pd}dT &= -24,097 (551,55 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (551,55^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} \\ &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\ &= 37.337,7065\text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15\text{ K}}^{551,55\text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028\text{ kmol/jam} \times 37.337,7065\text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 103,2116\text{ kJ/jam}$$

Tabel B.18 Perhitungan Panas Keluar Kompresor (K-101)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|---------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3822 | 30.236,1803 | 835.821,7386 |
| C ₇ H ₈ | 0,1669 | 37.337,7065 | 103,2116 |
| Total | | | 835.924,9501 |

B.5.3 Menghitung Kebutuhan *Steam* Kompresor (K-101)

$$\begin{aligned} \text{Diketahui : } Q_1 &= 834.891,7638 \text{ kJ/kg} \\ Q_2 &= 835.924,9501 \text{ kJ/kg} \\ \Delta Q_s &= \Delta Q_2 - \Delta Q_1 \\ &= 1.033,1864 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

B.5.4 Neraca Energi Total

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$834.891,7638 \text{ kJ/kg} + Q_{supply} = 835.924,9501 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{loss} = 1.033,1864 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{supply} = 1.033,1864 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{supply} = 1.087,5646 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 5\% Q_{supply}$$

$$Q_{loss} = 5\% \times 1.087,5646 \text{ kJ/jam}$$

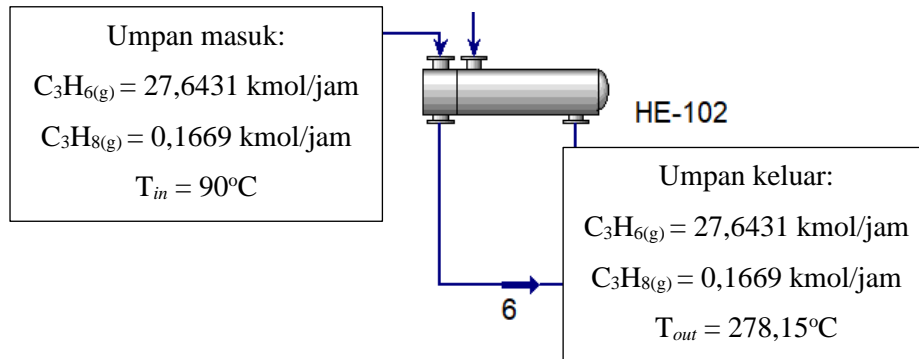
$$Q_{loss} = 54,3782 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.19 Neraca Energi Total Kompresor (K-101)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------|-----------------------------|------------------------------|
| Q_{in} | 834.891,7638 | 0 |
| Q_{out} | 0 | 835.924,9501 |
| Q_{supply} | 1.087,5646 | 0 |
| Q_{loss} | 0 | 54,3782 |
| Total | 835.979,3284 | 835.979,3284 |

B.6 Heat Exchanger (HE-102)

Fungsi : untuk menaikkan temperatur propilena agar sesuai dengan kondisi reaktor



Gambar B.5 Heat Exchanger (HE-102)

B.6.1 Aliran Panas Propilena Masuk Heat Exchanger (HE-102)

$$T_{in} = 90 \text{ C} \quad 363,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N \text{ C}_3\text{H}_6 = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$N \text{ C}_3\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= 21,172 (363,15 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (363,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ &(363,15^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 4.116,9699 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 4.116,9699 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 113.805,8061 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= 28,277 (363,15 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (363,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{1,9597E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} (363,15^4 - \\
 &298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\
 &= 5.230,5521 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 5.230,5521 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 872,7631 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.20 Perhitungan Panas Masuk pada *Heat Exchanger* (HE-102)

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/Kmol.K) | ΔQ_1 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|--------------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,0810 | 27,6431 | 4.116,9699 | 113.805,8061 |
| C ₃ H ₈ | 44,0970 | 0,1669 | 5.230,5521 | 872,7631 |
| Total | | | | 114.678,5693 |

B.6.2. Panas Keluar *Heat Exchanger*

$$T_{out} = 278,15 \text{ C} \quad 551,30 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$N_{C_3H_6} = 27,6431 \text{ kmol/jam}$$

$$N_{C_3H_8} = 0,1669 \text{ kmol/jam}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_p dT &= 21,172 (551,30 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (551,30^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{2,9197E-04}{3} (551,30^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\
 &(551,30^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (551,30^5 - 298,15^5) \\
 &= 220.939,9825 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{523,15 \text{ K}} C_p dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 220.939,9825 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 6.107.465,7777 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}T &= 28,277 (551,30 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (551,30^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{1,9597E-04}{3} (551,30^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\
 &(551,30^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (551,30^5 - 298,15^5) \\
 &= 24.597,5250 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{523,15 \text{ K}} C_{pd}T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 24.597,53 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 4.104,3110 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.21 Perhitungan Panas Keluar pada *Heat Exchanger* (HE-102)

| Komponen | Mr | N (kmol/jam) | Cp (kJ/KMol.K) | ΔQ_2 (kJ/jam) |
|-------------------------------|---------|-----------------|-------------------|-----------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,0810 | 27,6431 | 220.939,9825 | 6.107.465,7777 |
| C ₃ H ₈ | 44,0970 | 0,1669 | 24.597,5250 | 4.104,3110 |
| Total | | | | 6.111.570,0087 |

B.6.3 Menghitung Kebutuhan *Steam*

$$\text{Diketahui : } Q_1 = 114.678,5693 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 6.111.570,0087 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s = \Delta Q_2 - \Delta Q_1$$

$$= 5.996.891,5195 \text{ kJ/jam}$$

CpdT $Q_{\text{transfer Steam}}$,

$$\begin{aligned}
 \text{Steam } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,30 \text{ K}} C_{pd}T &= 33,933 (551,30 - 298,15) + \frac{-8,4186E-03}{2} (551,30^2 - \\
 &298,15^2) + \frac{2,9906E-05}{3} (551,30^3 - 298,15^3) + \\
 &\frac{-1,7825E-08}{4} (551,30^4 - 298,15^4) + \frac{3,6934E-12}{5} \\
 &(551,30^5 - 298,15^5) \\
 &= 8.750,5458 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari mol Q_{transfer} digunakan persamaan:

$$Q (\text{serap}) = Q (\text{transfer})$$

$$NC_p\Delta t = NC_p\Delta T$$

$$n = \frac{Q(\text{serap})}{NC_p\Delta T} = \frac{6.111.570,0087 \text{ kJ/jam}}{8.750,5558 \text{ kJ/Kmol.K}}$$

$n = 698,4216 \text{ kmol/jam}$, maka maka massa *steam* yang diperlukan:

$$m_{\text{steam}} = n \times \text{BM}$$

$$m_{\text{steam}} = 698,4216 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ g/mol}$$

$$m_{\text{steam}} = 12.571,5886 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = \Sigma n \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,3 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = 698,4261 \text{ kmol/jam} \times 8.750,5458 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = 6.111.570,0887 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.22 Q serap dan Q transfer *Heat Exchanger* (HE-102)

| Komponen | N (kJ/ jam) | $\int C_p dT$ (kJ/kg) | Qserap (kJ/jam) | Qtransfer (kJ/jam) |
|-------------------------------|----------------|--------------------------|-----------------------|-----------------------|
| C ₃ H ₆ | 27,6431 | 220.941,39 | 6.107.465,7777 | 0 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 24.597,53 | 4.104,3110 | 0 |
| H ₂ O | 698,4261 | 8.750,55 | 0 | 6.111.570,0887 |
| Total | | | 6.111.570,0887 | 6.111.570,0887 |

B.6.4 Neraca Energi Total

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$114.678,5693 \text{ kJ/kg} + Q_{\text{supply}} = 6.111.570,0887 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} - 0,05 Q_{\text{loss}} = 5.996.891,5195 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 5.996.891,5195 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{supply}} = 6.312.517,3889 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 6.312.517,3889 \text{ kJ/jam}$$

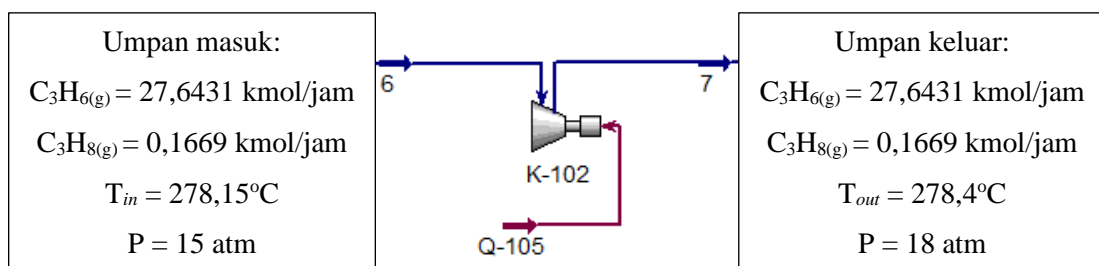
$$Q_{\text{loss}} = 315.625,8694 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.23 Neraca Energi Total *Heat Exchanger* (HE-102)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|------------------|-----------------------------|------------------------------|
| ΔQ_{in} | 114.678,5693 | 0 |
| ΔQ_{out} | 0 | 6.111.570,0887 |
| Q_{supply} | 6.312.517,3889 | 0 |
| Q_{loss} | 0 | 315.625,8694 |
| Total | 6.427.195,9582 | 6.427.195,9582 |

B.7 Kompresor (K-102)

Fungsi: Menaikkan tekanan bahan baku propilena agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor.

**Gambar B.6** Kompresor (K-102)**B.7.1 Aliran Panas Masuk Propilena Kompresor (K-102)**

$$T_{in} = 278,15^{\circ}\text{C} \quad 548,30 \text{ K}$$

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

$$P = 15 \text{ atm}$$

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{548,30 \text{ K}} C_p dT &= 21,172 (548,30 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (548,30^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (548,30^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ & (548,30^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (548,30^5 - 298,15^5) \\ & = 19.637,0565 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{548,30 \text{ K}} C_p dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 19.637,0565 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 542.829,0930 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{548,30 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (548,30 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (548,30^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1,9597E-04}{3} (548,30^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\ &(548,30^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (548,30^5 - 298,15^5) \\ &= 24.240,8465 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{548,30 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 24.240,8465 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 4.044,7961 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.24 Perhitungan Panas Masuk Kompresor (K-102)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|---------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 19.637,0565 | 542.829,0930 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 24.240,8465 | 4.044,7961 |
| Total | | | 546.873,8891 |

B.7.2 Aliran Panas Keluar Kompresor (K-102)

$$T_{out} = 278,4 \text{ }^\circ\text{C} \quad 551,55 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (551,55 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (551,55^2 - \\ &298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\ &= 48.808,8711 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 48.808,8711 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 1.349.228,4489 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{551,55 \text{ K}} C_{pd}T &= 28,277 (551,55 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (551,55^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1,9597E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\ &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\ &= 26.627,3157 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{551,55 \text{ K}} C_{pd}T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 26.627,3157 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 4.109,2818 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.25 Perhitungan Panas Keluar Kompresor (K-102)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|--------------------------------|-----------------------|
| C ₃ H ₆ | 27,6431 | 48.808,8711 | 1.349.228,4489 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 26.627,3157 | 4.109,2818 |
| Total | | | 1.353.337,7308 |

B.7.3 Menghitung Kebutuhan Steam Kompresor (K-102)

$$\text{Diketahui : } Q_1 = 546.873,8891 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 1.353.337,7308 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s = \Delta Q_2 - \Delta Q_1$$

$$= 806.463,8416 \text{ kJ/jam}$$

B.7.4 Neraca Energi Total

Asumsi Q loss = 5% dari Q supply (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$546.873,8891 \text{ kJ/kg} + Q_{\text{supply}} = 1.353.337,7308 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} - 0,05 Q_{\text{loss}} = 806.463,8416 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 806.463,8416 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{supply}} = 848.909,3070 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 848.909,3070 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 42.445,4653 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.26 Neraca Energi Total Kompresor (K-102)

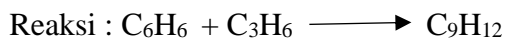
| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------|-----------------------------|------------------------------|
| Q_{in} | 546.873,8891 | 0 |
| Q_{out} | 0 | 1.353.337,7308 |
| Q_{supply} | 848.909,3070 | 0 |
| Q_{loss} | 0 | 42.445,4653 |
| Total | 1.395.783,1961 | 1.395.783,1961 |

B.8 Reaktor (PFR-201)

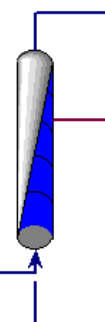
Fungsi : Mereaksikan bahan baku antara bahan baku benzena dan propilena dengan tekanan 18 atm dan suhu 278,50 °C

$$T_{in} = 278,4^{\circ}\text{C} \quad 551,55 \text{ K}$$

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



Umpan masuk:
 $\text{C}_6\text{H}_6 = 27,6441 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_7\text{H}_8 = 0,0276 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_3\text{H}_6 = 27,6431 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$
 $T = 278,40^{\circ}\text{C}$
 $P = 18 \text{ atm}$

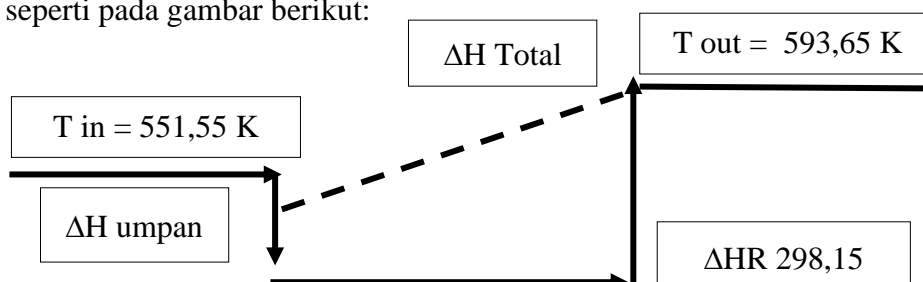


PFR-201

Umpan keluar:
 $\text{C}_6\text{H}_6 = 1,3821 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_7\text{H}_8 = 0,0028 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_3\text{H}_6 = 1,3821 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,1669 \text{ kmol/jam}$
 $\text{C}_9\text{H}_{12} = 26,2609 \text{ kmol/jam}$
 $T = 278,50^{\circ}\text{C}$
 $P = 18 \text{ atm}$

Gambar B.7 Reaktor PFR

Dalam menghitung neraca energi di reaktor digunakan langkah perhitungan seperti pada gambar berikut:



B.8.1 Panas Masuk Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Benzena } \int_{551,55}^{298,15} \text{K} \text{CpdT} &= -31,368 (551,55 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (551,55^2 - \\
 &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\
 &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 30.236,1803 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{551,15}^{551,55} \text{K} \text{Cp. dT} \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6441 \text{ kmol/jam} \times 30.236,1803 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 835.821,7544 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Toluena } \int_{551,15}^{298,15} \text{K} \text{CpdT} &= -24.097 (551,55 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (551,55^2 - \\
 &298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} \\
 &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 37.337,7065 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 \text{ C}_7\text{H}_8 = \sum N_1 \times \left(\int_{551,55}^{298,15} \text{K} \text{CpdT} \right)$$

$$\Delta Q_1 \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,0276 \text{ kmol/jam} \times 37.337,7065 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 \text{ C}_7\text{H}_8 = 1.030,5207 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propilena } \int_{551,15}^{298,15} \text{K} \text{CpdT} &= 21,172 (551,55 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (551,55^2 - \\
 &298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\
 &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 19.958,4629 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{551,55}^{298,15} \text{K} \text{CpdT} \right)$$

$$\Delta Q_1 = 27,6431 \text{ kmol/jam} \times 19.958,4629 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 551.713,7628 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propana } \int_{551,55}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (551,55 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (551,55^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{1,9597E-04}{3} (551,55^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\
 &(551,55^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (551,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 24.627,3157 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{551,55}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 24.627,3157 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 4.110,2990 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.27 Perhitungan Panas Masuk Reaktor

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 27,6431 | 30.236,1803 | 835.821,7544 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 37.337,7065 | 1.030,5207 |
| C ₃ H ₆ | 27,6431 | 19.958,4629 | 551.713,7856 |
| C ₃ H ₈ | 0,1668 | 24.627,3157 | 4.110,2990 |
| Total | | | 1.392.276.3597 |

B.8.2 Panas Keluar Reaktor

$$T_{out} = 278,5 \text{ }^\circ\text{C} \quad 551,65 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned}
 \text{Benzena } \int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31,368 (551,65 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (551,65^2 - \\
 &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (551,65^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\
 &(551,65^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (551,65^5 - 298,15^5) \\
 &= 36.629,4268 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_i \times \left(\int_{551,65 \text{ K}}^{298,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 36.629,4268 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 50.625.5308 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -24.097 (551,65 - 298,15) + \frac{0.52187}{2} (551,65^2 - 298,15^2) + \frac{-2.9827E-04}{3} (551,65^3 - 298,15^3) + \frac{6.122E-08}{4} (551,65^4 - 298,15^4) + \frac{1.257E-12}{5} (551,65^5 - 298,15^5) \\ &= 45.178,1599 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0.0028 \text{ kmol/jam} \times 45.178,1599 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 124,8847 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (551,65 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (551,65^2 - 298,15^2) + \frac{2.9197E-04}{3} (551,65^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} (551,65^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (551,65^5 - 298,15^5) \\ &= 24.214,0672 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_i \times \left(\int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 24.214,0672 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 33.466,2623 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (551,65 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (551,65^2 - 298,15^2) + \frac{1,9597E-04}{3} (551,65^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} (551,65^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (551,65^5 - 298,15^5) \\ &= 29.727,3012 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 29.727,3012 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 4.960,2588 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Ispb } \int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd}dT = 10,149 (551,65 - 298,15) + \frac{0,51138}{2} (551,65^2 - 298,15^2)$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{-1,7703E-05}{3} (551,65^3 - 298,15^3) + \frac{-2,261E-07}{4} \\
& (551,65^4 - 298,15^4) + \frac{8,8002E-11}{5} (551,65^5 - 298,15^5) \\
& = 63.849,0168 \text{ kJ/Kmol. K}
\end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{551,65}^{298,15 \text{ K}} C_{pd} dT \right)$$

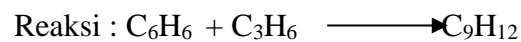
$$\Delta Q_2 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 63.849,0168 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 1.676.735,5255 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.29 Perhitungan Panas Keluar Reaktor

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} dT$ (kJ/Kmol. K) | Qout (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|----------------------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3821 | 36.629,4268 | 50.625,5308 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 45.178,1599 | 124,8847 |
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 24.214,0672 | 33.466,2623 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 29.727,3012 | 4.960,2588 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 63.849,0168 | 1.676.735,5255 |
| Total | | | 1.765.912,4620 |

B.8.3 Menghitung Panas Reaksi



B.8.3.1 Menghitung Entalpi pada Keadaan Standar (ΔH_F 298,15 K)

Tabel B.30 Entalpi Standar Komponen

| Komponen | ΔH_f (kJ/mol) |
|--------------------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 82,93 |
| C ₇ H ₈ | 180,9 |
| C ₃ H ₆ | 53,3 |
| C ₃ H ₈ | -104,7 |
| C ₉ H ₁₂ | 4 |

(Sumber: Carl L Yaws, 1996)

Panas pembentukan standar masing-masing komponen pada suhu 298,15 K

$$(\Delta H_F)_{298,15 \text{ K}} = \Delta H_F \text{ produk} - \Delta H_F \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= \Delta H_{C_9H_{12}} - \Delta H_{C_6H_6} + \Delta H_{C_3H_6} \\
 &= 4 - 82,93 + 53,3 \\
 &= -25,6300 \text{ (Karena bernilai negatif, maka reaksi} \\
 &\text{berlangsung secara eksotermis)}
 \end{aligned}$$

B.8.3.2. Menghitung Entalpi pada Kondisi Operasi (ΔH_R)

$$\text{Keterangan : } T_{in} = 551,55 \text{ K}$$

$$T_{out} = 551,65 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 (\Delta H_R)_{593,15 \text{ K}} &= (\Delta H_F)_{298,15 \text{ K}} + CP \\
 &= -25,6300 \text{ kJ/mol} + 1.765.912,4620 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1.765.886,8320 \text{ kJ/mol K}
 \end{aligned}$$

B.8.3.3. Menghitung Panas Reaksi

$$\text{Jumlah reaktan awal } C_6H_6 \text{ (FAO)} = 27,6431 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah reaktan awal } C_7H_8 \text{ (FAO)} = 0,0276 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Konversi (X)} = 95\%$$

Maka panas reaksi :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reaksi}} &= (\Delta H_R)_{551,65 \text{ K}} \times \text{FAO} \times X \\
 &= 1.765.886,8320 \text{ kJ/mol.K} \times 27,6431 \text{ Kmol/jam} \times 0,0276 \\
 &\quad \text{Kmol/jam} \times 0,95 \\
 &= 1.279.918,4524 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah reaktan awal } C_3H_6 \text{ (FAO)} = 27,6431 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah reaktan awal } C_3H_8 \text{ (FAO)} = 0,1669 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Konversi (X)} = 99\%$$

Maka panas reaksi :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reaksi}} &= (\Delta H_R)_{551,65 \text{ K}} \times \text{FAO} \times X \\
 &= 1.765.886,8320 \text{ kJ/mol K} \times 27,6431 \text{ Kmol/jam} \times 0,1669 \\
 &\quad \text{Kmol/jam} \times 0,99 \\
 &= 8.065.682,9066 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_{\text{reaksi total}} &= 1.279.918,4524 \text{ kJ/jam} + 8.065.682,9066 \text{ kJ/jam} \\
 &= 9.345.601,3590 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

B.8.3.4. Menghitung panas dan massa steam

$$Q_{Cw} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{\text{reaksi}}$$

$$\begin{aligned}
 &= (1.392.676,3597 \text{ kJ/jam} - (1.765.912,4620 \text{ kJ/jam})) + (9.345.601,3590 \\
 &\quad \text{kJ/jam}) \\
 &= 8.927.365,2567 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

B.8.3.5. Mengitung Pendingin yang Digunakan

Sebagai pendingin digunakan air untuk mengontrol suhu agar tetap pada kondisi operasi (278,5°C)

$$\text{Suhu masuk} = 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$C_{p \text{ in}} = 1,5580 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_{p \text{ out}} = 2,0930 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= (2,0930 \text{ kJ/kg.K} \times (363,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})) - (1,5580 \\
 &\quad \text{kJ/kg.K} \times (300,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})) \\
 &= 392,3200 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Maka, kebutuhan air pendingin:

$$\begin{aligned}
 F_{cw} &= \frac{Q_{cw}}{\Delta H} \\
 &= \frac{8.972.365,2567 \text{ kJ/jam}}{392,32 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 22.870,0175 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{cw \text{ in}} &= F_{cw} \times \Delta H (27^\circ\text{C}) \\
 &= 22.870,0175 \text{ kg/jam} \times 1,5580 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 35.631,4872 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{cw \text{ out}} &= F_{cw} \times \Delta H (90^\circ\text{C}) \\
 &= 22.870,0175 \text{ kg/jam} \times 2,0930 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 47.866,9466 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

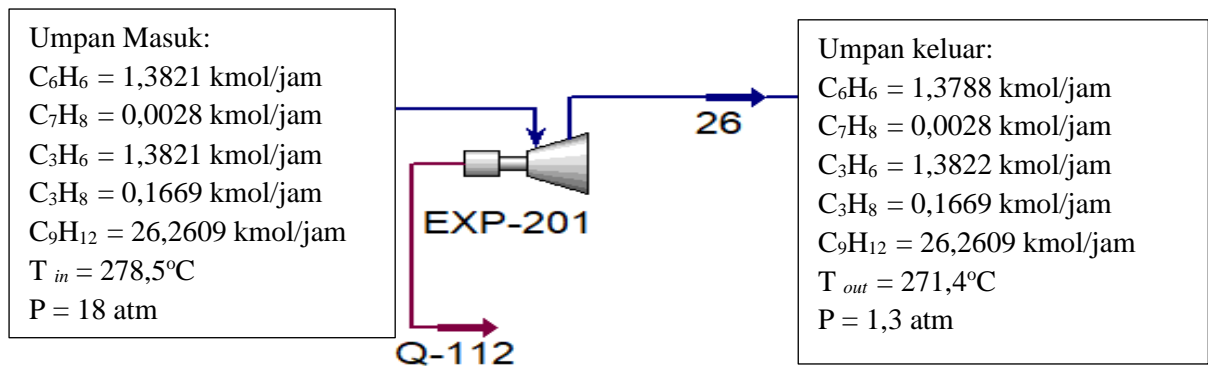
Tabel B.31 Neraca Energi Total Reaktor (PFR-201)

| Komponen | Aliran panas masuk (kJ/jam) | Aliran panas keluar (kJ/jam) |
|-------------------------------|--------------------------------|---------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 835.821,7544 | 50.625,5308 |
| C ₇ H ₈ | 1.030,5207 | 124,8847 |

| | | |
|--------------------------------|------------------------|------------------------|
| C ₃ H ₆ | 551.713,7856 | 33.466,2623 |
| C ₃ H ₈ | 4.110,2990 | 4.960,2588 |
| C ₉ H ₁₂ | 0 | 1.676.735,5255 |
| Q reaksi | 9.345.601,3590 | 0 |
| Q serap | 0 | 8.972.365,2567 |
| Total | 10.738.277,7187 | 10.738.277,7187 |

B.9. Ekspander-201

Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor dari 18 atm menjadi 1,3 atm.



Gambar B.8 Ekspander-201

B.9.1 Panas Aliran Masuk

$$T_{in} = 278,5 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 551,65 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}T &= -31,368 (593,15 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (593,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(593,15^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 36.629,4268 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}T \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 36.629,4268 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 50.625,5308 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -24.097 (593,15 - 298,15) + \frac{0.52187}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{-2.9827E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{6.122E-08}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{1.257E-12}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 45.178,1599 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0.0028 \text{ kmol/jam} \times 45.178,1599 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 124,8847 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (593,15 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{2.9197E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 24.214,0672 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 24.214,0672 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 33.466,2623 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (593,15 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{1,9597E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 29.727,3012 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 29.727,3012 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 4.960,2588 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd}dT = 10,149 (593,15 - 298,15) + \frac{0,51138}{2} (593,15^2 - 298,15^2)$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{-1,7703E-05}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,261E-07}{4} \\
& (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{8,8002E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\
& = 63.849,0168 \text{ kJ/Kmol. K}
\end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{593,15 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_1 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 63.849,0168 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 1.676.735,5255 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.32 Perhitungan Panas Masuk Ekspander-201

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} T$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3788 | 36.629,4268 | 50.625,5308 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 45.178,1599 | 124,8847 |
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 24.214,0672 | 33.466,2623 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 29.727,3012 | 4.960,2588 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 63.849,0168 | 1.676.735,5255 |
| Total | | | 1.765.912,4620 |

B.9.2 Aliran Panas Keluar Ekspander-201

$$T_{out} = 271,4 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 544,55 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned}
\text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd} T &= -31,368 (544,55 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (544,55^2 - \\
& 298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (544,55^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\
& (544,55^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (544,55^5 - 298,15^5) \\
& = 29.194,6589 \text{ kJ/Kmol. K}
\end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 29.194,6589 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 40.349,9381 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= -24.097 (544,55 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (544,55^2 - 298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (544,55^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} (544,55^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (544,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 36.060,0944 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 36.060,0944 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 99,6799 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (544,55 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (544,55^2 - 298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (544,55^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} (544,55^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (544,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 19.268,2248 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 19.268,2248 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 26.630,6134 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (439,35 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (439,35^2 - 298,15^2) + \frac{1,9597E-04}{3} (439,35^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} (439,35^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (439,35^5 - 298,15^5) \\
 &= 23.797,1036 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 23.797,1036 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 3.970,7537 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 10,149 (544,55 - 298,15) + \frac{0,51138}{2} (544,55^2 - 298,15^2) + \frac{-1,7703E-05}{3} (544,55^3 - 298,15^3) + \frac{-2,261E-07}{4} (544,55^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (544,55^5 - 298,15^5) \\
 &= 36.060,0944 \text{ kJ/Kmol. K}
 \end{aligned}$$

$$(544,55^4 - 298,15^4) + \frac{8,8002E-11}{5} (544,55^5 - 298,15^5)$$

$$= 51.073,5962 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{544,55 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 51.073,5962 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 1.341.240,9054 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.33 Perhitungan Panas Keluar Ekspander-201

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} T$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3821 | 29.194,6589 | 40.349,938 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 36.060,0944 | 99,6799 |
| C ₃ H ₆ | 1,3821 | 19.268,2248 | 26.630,6134 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 23.797,1036 | 3.970,7537 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 51.073,5962 | 1.341.240,9054 |
| Total | | | 1.412.291,8906 |

B.9.3 Menghitung Kebutuhan Steam (EXP-201)

Diketahui : $Q_1 = 1.765.912,4620 \text{ kJ/kg}$

$$Q_2 = 1.412.291,8906 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s = \Delta Q_2 - \Delta Q_1$$

$$= -353.620,5714 \text{ kJ/jam}$$

B.9.4 Neraca Energi Total

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$1.412.291,8906 \text{ kJ/kg} + Q_{supply} = 1.765.912,4620 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{loss} = 1.765.912,4620 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{supply} = -353.620,5714 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{supply} = -372.232,1805 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 5\% Q_{supply}$$

$$Q_{loss} = 5\% \times -372.232,1805 \text{ kJ/jam}$$

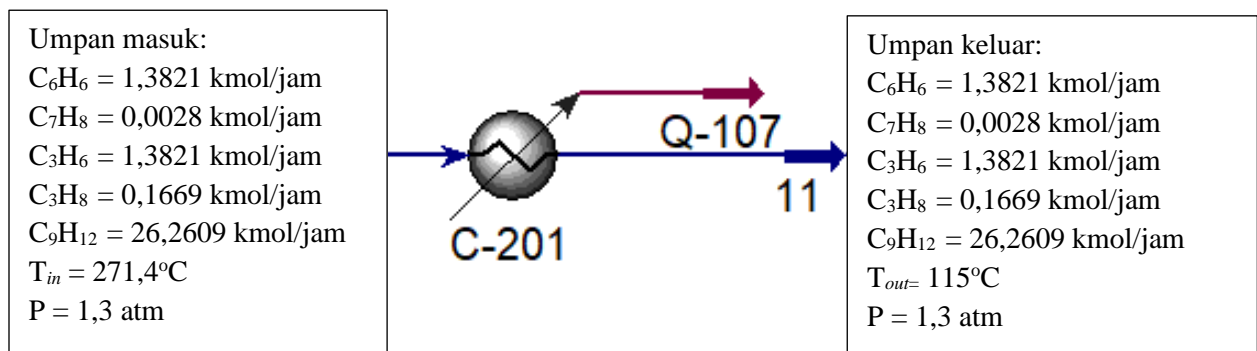
$$Q_{loss} = -18.611,6090 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.34 Neraca Energi Total Ekspander (EXP-201)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------|-----------------------------|------------------------------|
| Q_{in} | 1.765.912,4620 | 0 |
| Q_{out} | 0 | 1.412.291,8906 |
| Q_{supply} | -372.232,1805 | 0 |
| Q_{loss} | 0 | -18.611,6090 |
| Total | 1.393.680,2816 | 1.393.680,2816 |

B.10. Cooler (CO-201)

Fungsi: Menurunkan temperatur produk dari 271,4°C menjadi 115°C

**Gambar B.9** Cooler (CO-201)**B.10.1. Aliran Panas Masuk Cooler (CO-201)**

$$T_{in} = 271,4^\circ C \quad 439,35 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Benzena} \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}T &= -31,368 (593,15 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (593,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(593,15^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 14.842,2139 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}T \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3788 \text{ kmol/jam} \times 14.842,2139 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 20.513,4238 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT &= -24.097 (593,15 - 298,15) + \frac{0,52187}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{-2,9827E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{6,122E-08}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{1,257E-12}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 18.426,0931 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0.0028 \text{ kmol/jam} \times 18.426,0931 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 50,9347 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (593,15 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 9.828,3274 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 9.828,3274 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 13.583,7313 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (593,15 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (593,15^2 - 298,15^2) + \frac{1,9597E-04}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\ &= 12.325,6892 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 12.325,6892 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 2.056,6485 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd}dT = 10,149 (593,15 - 298,15) + \frac{0,51138}{2} (593,15^2 - 298,15^2)$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{-1,7703E-05}{3} (593,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,261E-07}{4} \\
& (593,15^4 - 298,15^4) + \frac{8,8002E-11}{5} (593,15^5 - 298,15^5) \\
& = 26.302,4662 \text{ kJ/Kmol. K}
\end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{439,35 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_1 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 26.302,4662 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 690.727,6215 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.35 Perhitungan Panas Masuk *Cooler* (CO-201)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} T$ (kJ/Kmol. K) | Q _{out} (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3821 | 14.842,2139 | 20.513,4238 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 18.426,0931 | 50,9347 |
| C ₃ H ₆ | 1,3821 | 9.828,3274 | 13.583,7313 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 12.325,6892 | 2.056,6485 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 26.302,4662 | 690.727,6215 |
| Total | | | 726.932,3598 |

B.10.2 Aliran Panas Keluar *Cooler* (CO-201)

$$T_{out} = 115 \text{ }^\circ\text{C} \quad 388,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned}
\text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} T &= -31.662 (388,15 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-3.6078E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (388,15^4 - \\
& 298,15^4) \\
& = 13.124,8956 \text{ kJ/Kmol.K}
\end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 13.124,8956 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 18.139,9182 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -83.703 (388,15 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-4.910\text{E}-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725\text{E}-06}{4} (388,15^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 14.894,3655 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 14.894,3655 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 41,1721 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 30.543 (388,15 - 298,15) + \frac{0.5020}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2.1040\text{E}-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.7444\text{E}-06}{4} \\ &(388,15^4 - 298,15^4) \\ &= 9.677,4719 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 9.677,4719 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 13.375,2338 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -59.642 (388,15 - 298,15) + \frac{0.3283}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-1.5377\text{E}-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.6539\text{E}-06}{4} \\ &(388,15^4 - 298,15^4) \\ &= 12.633,9380 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 12.633,9380 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 2.108,0825 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 124.621 (388,15 - 298,15) + \frac{0.6329}{2} (388,15^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-1.7331\text{E}-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{2.2146\text{E}-06}{4} (388,15^4 \\ &- 298,15^4) \end{aligned}$$

$$= 20.482,9653 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 20.482,9653 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 537.902,0272 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.36 Perhitungan Panas Keluar *Cooler* (CO-201)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} T$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|---------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3831 | 13.124,8956 | 18.139,9182 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 14.894,3655 | 41,1721 |
| C ₃ H ₆ | 1,3821 | 9.677,4719 | 13.375,2338 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 12.633,9380 | 2.108,0825 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 20.482,9653 | 537.902,0272 |
| Total | | | 571.566,4337 |

B.10.3 Menghitung Panas yang Dibutuhkan *Cooler* (CO-201)

$$\text{Diketahui : } Q_1 = 726.932,3598 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_2 = 571.566,4337 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \Delta Q &= \Delta Q_2 - \Delta Q_1 \\ &= 155.365,9261 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

B.10.4 Menghitung Air Pendingin Dibutuhkan *Cooler* (CO-201)

$$T_{in} = 27^\circ\text{C} \quad 300,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} \quad 363,15 \text{ K}$$

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

Air Masuk:

$$\begin{aligned} H_2O_{in} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} C_{pd} T &= 95.053 (300,15 - 298,15) + \frac{-4.00E-02}{2} (300,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11E-04}{3} (300,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35E-07}{4} \\ & (300,15^4 - 298,15^4) \\ &= 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Air Keluar:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{\text{out}} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} \text{CpdT} &= 95.053 (363,15 - 298,15) + \frac{-4.00\text{E}-02}{2} (363,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11\text{E}-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35\text{E}-07}{4} \\ & (363,15^4 - 298,15^4) \\ &= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CpdT H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O}_{\text{out}} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} \text{CpdT} - \text{H}_2\text{O}_{\text{in}} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} \text{CpdT} \\ &= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} - 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 4.926,6724 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Laju alir air pendingin:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q}{\text{CpdT H}_2\text{O}} \\ &= \frac{155.365,9261 \text{ kJ/jam}}{4.926,6724 \text{ kJ/jam}} \\ &= 31,5357 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Massa air pendingin:

$$\begin{aligned} m &= n \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 31,5357 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ g/mol} \\ &= 567,6421 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= n \times \text{CpdT H}_2\text{O}_{\text{in}} \\ &= 31,5357 \text{ kmol/jam} \times 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 4.952,8105 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= n \times \text{CpdT H}_2\text{O}_{\text{out}} \\ &= 31,5357 \text{ kmol/jam} \times 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 160.318,7366 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka, Q serap:

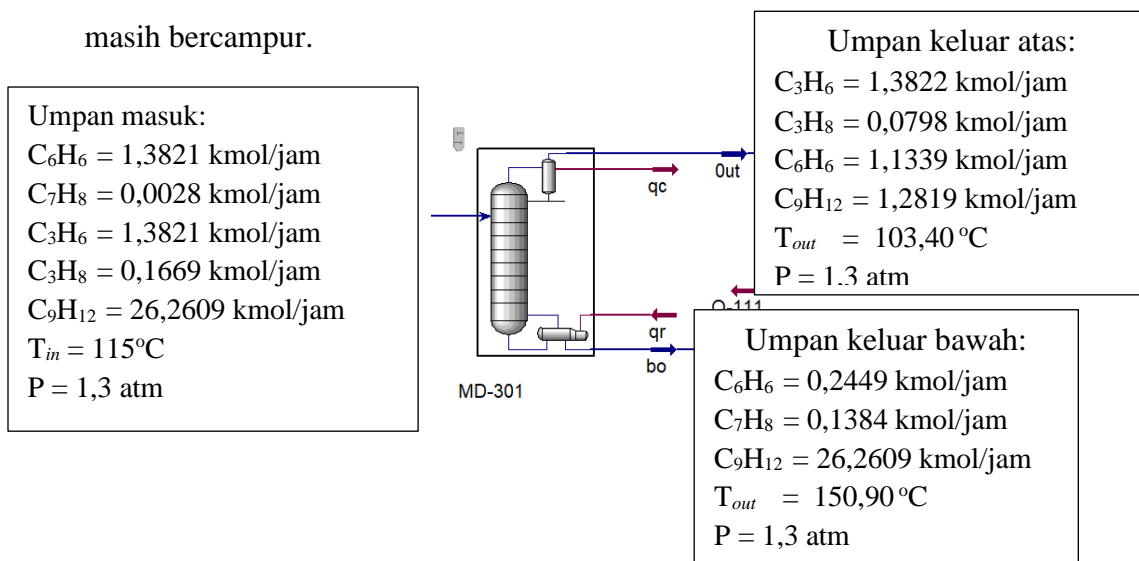
$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 160.318,7366 \text{ kJ/jam} - 4.952,8105 \text{ kJ/jam} \\ &= 155.365,9261 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.37 Neraca Energi Total *Cooler* (CO-201)

| Komponen | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 20.513,4238 | 18.139,9182 |
| C ₇ H ₈ | 13.583,7313 | 13.375,2339 |
| C ₃ H ₆ | 50,9347 | 41,1721 |
| C ₃ H ₈ | 2.056,6485 | 2.108,0825 |
| C ₉ H ₁₂ | 690.727,6215 | 537.902,0272 |
| Q | - | 155.365,9261 |
| Total | 726.932,3598 | 726.932,3598 |

B.11 Destilasi (D-301)

Fungsi: Memurnikan isopropil benzena dari benzena dan propilena yang masih bercampur.

**Gambar B.10** Destilasi (D-301)**B.11.1 Aliran Panas Masuk Destilasi**

$$T_{in} = 115\text{ }^{\circ}\text{C} \quad 388,15\text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (388,15 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (388,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 13.124,8956 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 13.124,8956 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 18.139,9182 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -83.703 (388,15 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-4.910E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725E-06}{4} (388,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 14.894,3655 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 14.894,3655 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 41,1721 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 30.543 (388,15 - 298,15) + \frac{0.5020}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2.1040E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.7444E-06}{4} (388,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 9.677,4719 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3821 \text{ kmol/jam} \times 9.677,4719 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 13.375,2338 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -59.642 (388,15 - 298,15) + \frac{0.3283}{2} (388,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-1.5377E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.6539E-06}{4} (388,15^4 - \\ &298,15^4) \end{aligned}$$

$$= 12.633,9380 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,1669 \text{ kmol/jam} \times 12.633,9380 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 2.108,0825 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} I_{sp} \int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} dT &= 124.621 (388,15 - 298,15) + \frac{0.6329}{2} (388,15^2 - 298,15^2) + \\ &\quad \frac{-1.7331E-03}{3} (388,15^3 - 298,15^3) + \frac{2.2146E-06}{4} (388,15^4 \\ &\quad - 298,15^4) \\ &= 20.482,9653 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{388,15 \text{ K}} C_{pd} dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 20.482,9653 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 537.902,0272 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.38 Perhitungan Panas Masuk Destilasi (D-301)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|----------------------------------|---------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,3821 | 13.124,8956 | 18.139,9182 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 14.894,3655 | 41,1721 |
| C ₃ H ₆ | 1,3821 | 9.677,4719 | 13.375,2338 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 12.633,9380 | 2.108,0825 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 20.482,9653 | 537.902,0272 |
| Total | | | 571.556,4337 |

B.11.2 Aliran Panas Keluar Destilasi

B.11.2.1 Keluaran Atas (*Condensor*)

$$T_{out} \text{ atas} = 103,4 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 376,55 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (376,55 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (376,55^2 - \\ &298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (376,55^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ &(376,55^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (376,55^5 - 298,15^5) \\ &= 5.051,8588 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3822 \text{ kmol/jam} \times 5.051,8588 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 6.982,4420 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (376,55 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (376,55^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1,9597E-04}{3} (376,55^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\ &(376,55^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (376,55^5 - 298,15^5) \\ &= 6.403,0295 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0798 \text{ kmol/jam} \times 6.403,0295 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 511,2417 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31,368 (376,55 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (376,55^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (376,55^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(376,55^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (376,55^5 - 298,15^5) \\ &= 7.557,2016 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3339 \text{ kmol/jam} \times 7.557,2016 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 8.569,1468 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd}dT &= 10,149 (376,55 - 298,15) + \frac{0,5114}{2} (376,55^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-1,7703E-05}{3} (376,55^3 - 298,15^3) + \frac{-2,216E-07}{4} \end{aligned}$$

$$(376,55^4 - 298,15^4) + \frac{8,8002E-11}{5} (376,55^5 - 298,15^5)$$

$$= 13.564,1568 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{376,55 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,2819 \text{ kmol/jam} \times 13.564,1568 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 17.388,1996 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.39 Perhitungan Panas Keluaran Atas Destilasi (D-301)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} T$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|--------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3882 | 5.051,8588 | 6.982,4420 |
| C ₃ H ₈ | 0,0798 | 6.403,0295 | 511,2417 |
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 7.557,2016 | 8.569,1468 |
| C ₉ H ₁₂ | 1,2819 | 13.564,1568 | 17.388,1996 |
| Total | | | 33.451,0301 |

B.11.2.2 Keluaran Bawah (Reboiler)

$$T_{out} \text{ bawah} = 150,90 \text{ }^\circ\text{C} \quad 424,05 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\text{Benzena} \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd} T = -31.662 (424,05 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (424,05^2 - 298,15^2)$$

$$+ \frac{-3.6078E-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (424,05^4 - 298,15^4)$$

$$= 6.838,0234 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd} T \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,2449 \text{ kmol/jam} \times 6.838,0234 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 1.674,7686 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT &= -83.703 (424,05 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (424,05^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-.4910\text{E}-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725\text{E}-06}{4} (424,05^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 14.814,6487 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 14.814,6487 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 40,9517 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT &= 124.621 (424,05 - 298,15) + \frac{0.6329}{2} (424,05^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-1.7331\text{E}-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{2.2146\text{E}-06}{4} (424,05^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 21.008,9971 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 21.008,9971 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 551.716,1376 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.40 Perhitungan Panas Keluaran Bawah Destilasi (D-301)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|---------------------------------|---------------------|
| C ₆ H ₆ | 0,2449 | 6.838,0234 | 1.674,7686 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 14.814,6487 | 40,9517 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 21.008,9971 | 551.716,1376 |
| Total | | | 555.431,8579 |

B.11.3 Neraca Energi Total Destilasi (D-301)

Diketahui: Q umpan = 571.556,4337 kJ/jam

Q atas = 33.451,0301 kJ/jam

Q bawah = 555.431,8579 kJ/jam

Q kondensor = Q bawah – Q atas

= 555.431,8579 kJ/jam - 33.451,0301 kJ/jam

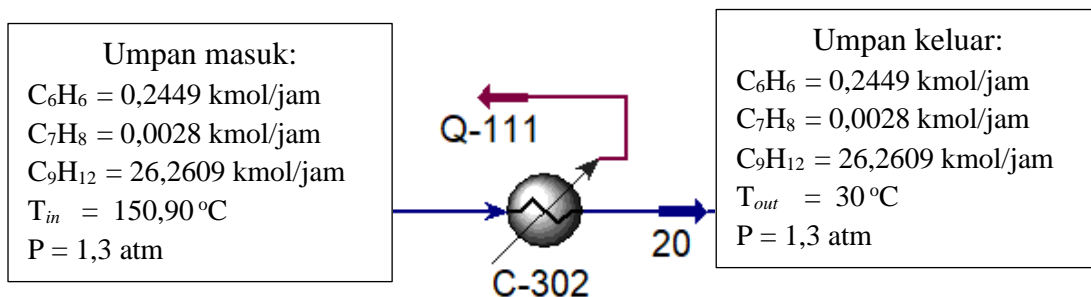
$$\begin{aligned}
 &= 519.989,8278 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Q reboiler} &= \text{Q kondesor} + \text{Q atas} + \text{Q bawah} - \text{Q umpan} \\
 &= (519.989,8278 \text{ kJ/jam} + 33.451,0301 \text{ kJ/jam} + \\
 &\quad 555.431,8579 \text{ kJ/jam}) - (571.556,4337 \text{ kJ/jam}) \\
 &= 535.297,2820 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.41 Neraca Energi Total Destilasi (D-301)

| Komponen | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 18.139,9182 | 10.243,9154 |
| C ₇ H ₈ | 41,1721 | 40,9517 |
| C ₃ H ₆ | 13.375,2338 | 26.982,4420 |
| C ₃ H ₈ | 2.108,0825 | 511,2417 |
| C ₉ H ₁₂ | 537.902,0272 | 569.104,3372 |
| Q kondesor | - | 519.989,8278 |
| Q reboiler | 535.297,2820 | - |
| Total | 1.106.863,7157 | 1.106.863,7157 |

B.12 Cooler (CO-302)

Fungsi: Menurunkan suhu keluaran bawah isopropil benzena ke suhu ruang agar sesuai dengan tangki penyimpanan

**Gambar B.11** Cooler (CO-302)**B.12.1 Aliran Panas Masuk Cooler (CO-302)**

$$T_{in} = 150,90 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 424,05 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (424,05 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (424,05^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (424,05^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 6.838,0234 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,2449 \text{ kmol/jam} \times 6.838,0234 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 1.674,7686 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT &= -83.703 (424,05 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (424,05^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-4.910E-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725E-06}{4} (424,05^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 14.814,6487 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0028 \text{ kmol/jam} \times 14.814,6487 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 40,9517 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ispb } \int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT &= 124.621 (424,05 - 298,15) + \frac{0.6329}{2} (424,05^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-1.7331E-03}{3} (424,05^3 - 298,15^3) + \frac{2.2146E-06}{4} (424,05^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 21.008,9971 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{424,05 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 21.008,9971 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 551.716,1376 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.42 Perhitungan Panas Masukan Cooler (CO-302)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q_{in} (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|----------------------|
| C ₆ H ₆ | 0,2449 | 6.838,0234 | 1.674,7686 |

| | | | |
|--------------------------------|---------|-------------|---------------------|
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 14.814,6487 | 40,9517 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 21.008,9971 | 551.716,1376 |
| Total | | | 553.432,8579 |

B.12.2 Aliran Panas Keluar Cooler (CO-302)

$$T_{out} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} \quad 303,15\text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15\text{ K}}^{303,15\text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (303,15 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078\text{E}-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243\text{E}-06}{4} (303,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 691,4681\text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15\text{ K}}^{303,15\text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,2449\text{ kmol/jam} \times 691,4681\text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 169,3544\text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluena } \int_{298,15\text{ K}}^{303,15\text{ K}} C_{pd}dT &= -83.703 (303,15 - 298,15) + \frac{0.5167}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-4.910\text{E}-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1.9725\text{E}-06}{4} (303,15^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 789,3487\text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15\text{ K}}^{303,15\text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0028\text{ kmol/jam} \times 789,3487\text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 2,1820\text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ispb } \int_{298,15\text{ K}}^{303,15\text{ K}} C_{pd}dT &= 124.621 (303,15 - 298,15) + \frac{0.6329}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \\ &\frac{-1.7331\text{E}-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{2.2146\text{E}-06}{4} (303,15^4 \\ &- 298,15^4) \\ &= 1.092,2001\text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_{pd} dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 26,2609 \text{ kmol/jam} \times 1.092,2001 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 28.682,2076 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.43 Perhitungan Panas Keluaran *Cooler* (CO-302)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd} dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|--------------------------------|-----------------|----------------------------------|--------------------|
| C ₆ H ₆ | 0,2449 | 691,4681 | 169,3544 |
| C ₇ H ₈ | 0,0028 | 789,3487 | 2,1820 |
| C ₉ H ₁₂ | 26,2609 | 1.092,2001 | 28.682,2076 |
| Total | | | 28.853,7440 |

B.12.3 Menghitung Panas yang Dibutuhkan *Cooler* (CO-302)

Diketahui : $Q_1 = 553.431,8579 \text{ kJ/kg}$

$$Q_2 = 28.853,7440 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q = \Delta Q_2 - \Delta Q_1$$

$$= 524.578,1139 \text{ kJ/jam}$$

B.12.4 Menghitung Air Pendingin Dibutuhkan *Cooler* (CO-302)

$$T_{in} = 27^\circ\text{C} \quad 300,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} \quad 363,15 \text{ K}$$

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

Air Masuk:

$$\begin{aligned} H_2O_{in} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} C_{pd} dT &= 95.053 (300,15 - 298,15) + \frac{-4.00E-02}{2} (300,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11E-04}{3} (300,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35E-07}{4} \\ & (300,15^4 - 298,15^4) \\ &= 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Air Keluar:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{\text{out}} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} \text{CpdT} &= 95.053 (363,15 - 298,15) + \frac{-4.00\text{E}-02}{2} (363,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11\text{E}-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35\text{E}-07}{4} \\ & (363,15^4 - 298,15^4) \\ &= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CpdT H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O}_{\text{out}} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} \text{CpdT} - \text{H}_2\text{O}_{\text{in}} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} \text{CpdT} \\ &= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} - 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 4.926,6724 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Laju alir air pendingin:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q}{\text{CpdT H}_2\text{O}} \\ &= \frac{524.578,1139 \text{ kJ/jam}}{4.926,6724 \text{ kJ/jam}} \\ &= 106,4772 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Massa air pendingin:

$$\begin{aligned} m &= n \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 106,4772 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ g/mol} \\ &= 1.916,5890 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= n \times \text{CpdT H}_2\text{O}_{\text{in}} \\ &= 106,4772 \text{ kmol/jam} \times 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 16.722,6886 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= n \times \text{CpdT H}_2\text{O}_{\text{out}} \\ &= 106,4772 \text{ kmol/jam} \times 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 541.300,8025 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka, Q serap:

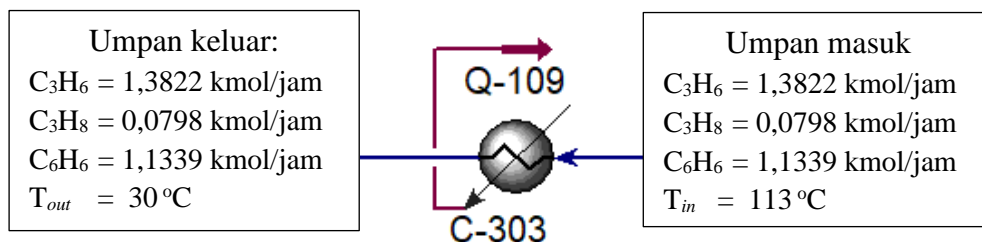
$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 541.300,8025 \text{ kJ/jam} - 16.722,6886 \text{ kJ/jam} \\ &= 524.578,1139 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.44 Neraca Energi Total *Cooler* (CO-302)

| Komponen | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 1.674,7686 | 169,3544 |
| C ₇ H ₈ | 40,9517 | 2,1820 |
| C ₉ H ₁₂ | 551.716,1376 | 28.682,2076 |
| Q | - | 524.578,1139 |
| Total | 553.431,8579 | 553.431,8579 |

B.13 Cooler (CO-303)

Fungsi: Menurunkan suhu keluaran atas destilasi berupa campuran benzena dan propilena menjadi suhu ruang untuk dipisahkan di menara destilasi kedua.

**Gambar B.12** *Cooler* (CO-303)**B.13.1 Aliran Panas Masuk Cooler (CO-303)**

$$T_{in} = 113 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 386,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}T &= 21,172 (386,15 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (386,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{2,9197E-04}{3} (386,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ & (386,15^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (386,15^5 - 298,15^5) \\ & = 5.739,8689 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}T \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3822 \text{ kmol/jam} \times 5.739,8689 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 7.933,3634 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (386,15 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (386,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1,9597E-04}{3} (386,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\ &(386,15^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (386,15^5 - 298,15^5) \\ &= 7.262,8058 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0798 \text{ kmol/jam} \times 7.262,8058 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 579,8894 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31,368 (386,15 - 298,15) + \frac{0,47640}{2} (386,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{-3,1137E-04}{3} (386,15^3 - 298,15^3) + \frac{8,524E-08}{4} \\ &(386,15^4 - 298,15^4) + \frac{-5,0524E-12}{5} (386,15^5 - 298,15^5) \\ &= 8.603,1949 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{386,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3339 \text{ kmol/jam} \times 8.603,1949 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 9.755,2036 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.45 Perhitungan Panas Masuk Cooler (CO-303)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|--------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 5.739,8589 | 7.933,3634 |
| C ₃ H ₈ | 0,0798 | 7.262,8058 | 579,8894 |
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 8.603,1949 | 9.755,2036 |
| Total | | | 18.268,4564 |

B.13.2 Aliran Panas Keluar Cooler (CO-303)

$$T_{out} = 30^\circ\text{C}$$

$$303,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p dT &= 30.543 (303,15 - 298,15) + \frac{0.5020}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2.1040E-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.744E-06}{4} (303,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 465,2093 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3822 \text{ kmol/jam} \times 465,2093 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 642,9904 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p dT &= 59.642 (303,15 - 298,15) + \frac{0.3283}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-1.5377E-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.6539E-06}{4} (303,15^4 - \\ &- 298,15^4) \\ &= 593,2833 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0798 \text{ kmol/jam} \times 593,2833 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 47,3699 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{531,75 \text{ K}} C_p dT &= -31.662 (531,75 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (531,75^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (531,75^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (531,75^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 691,4681 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{531,75 \text{ K}} C_p dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,1339 \text{ kmol/jam} \times 691,4681 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 784,0589 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.46 Perhitungan Panas Keluar *Cooler* (CO-303)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_p dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 465,2093 | 642,9904 |
| C ₃ H ₈ | 0,0798 | 593,2833 | 47,3699 |
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 691,4681 | 784,0589 |
| Total | | | 1.474,4193 |

B.13.3 Menghitung Panas yang Dibutuhkan *Cooler* (CO-303)

$$\begin{aligned} \text{Diketahui : } Q_1 &= 18.268,4564 \text{ kJ/kg} \\ Q_2 &= 1.474,4193 \text{ kJ/kg} \\ \Delta Q &= \Delta Q_2 - \Delta Q_1 \\ &= 16.794,0371 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

B.13.4 Menghitung Air Pendingin Dibutuhkan *Cooler* (CO-303)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 27^\circ\text{C} & 300,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 90^\circ\text{C} & 363,15 \text{ K} \\ T_{reff} &= 25^\circ\text{C} & 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Air Masuk:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{in} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} C_p dT &= 95.053 (300,15 - 298,15) + \frac{-4.00E-02}{2} (300,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11E-04}{3} (300,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35E-07}{4} \\ & (300,15^4 - 298,15^4) \\ &= 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Air Keluar:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{out} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT &= 95.053 (363,15 - 298,15) + \frac{-4.00E-02}{2} (363,15^2 - \\ & 298,15^2) + \frac{-2.11E-04}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{5.35E-07}{4} \\ & (363,15^4 - 298,15^4) \\ &= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$C_p dT \text{ H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O}_{out} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p dT - \text{H}_2\text{O}_{in} \int_{298,15 \text{ K}}^{300,15 \text{ K}} C_p dT$$

$$= 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} - 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$= 4.926,6724 \text{ kJ/Kmol. K}$$

Laju alir air pendingin:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q}{C_{pd} T_{H_2O}} \\ &= \frac{16.794,0371 \text{ kJ/jam}}{4.926,6724 \text{ kJ/jam}} \\ &= 3,4088 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Massa air pendingin:

$$\begin{aligned} m &= n \times \text{BM } H_2O \\ &= 3,4088 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ g/mol} \\ &= 61,3584 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= n \times C_{pd} T_{H_2O_{in}} \\ &= 3,4088 \text{ kmol/jam} \times 157,0542 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 535,3663 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= n \times C_{pd} T_{H_2O_{out}} \\ &= 3,4088 \text{ kmol/jam} \times 5.083,7267 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 17.329,4034 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka, Q serap:

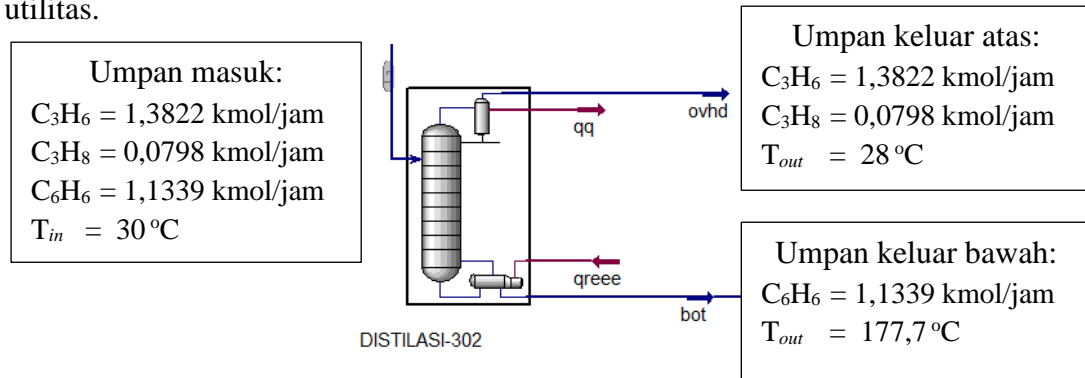
$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 17.329,4034 \text{ kJ/jam} - 535,3663 \text{ kJ/jam} \\ &= 16.794,0371 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.47 Neraca Energi Total *Cooler* (CO-303)

| Komponen | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|--------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₃ H ₆ | 7.933,3634 | 642,9904 |
| C ₃ H ₈ | 579,8894 | 47,3699 |
| C ₉ H ₁₂ | 9.755,2036 | 784,0590 |
| Q | - | 16.794,0371 |
| Total | 18.268,4564 | 18.268,4564 |

B.14 Destilasi (D-302)

Fungsi: Memisahkan benzena dan propilena, keluaran bawah berupa benzena akan dialirkan sebagai umpan *recycle* dan propilena akan di *flair* di unit utilitas.



Gambar B.13 Destilasi (D-302)

B.14.1 Aliran Panas Masuk Destilasi (D-302)

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \quad 303,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p dT &= 30.543 (303,15 - 298,15) + \frac{0.5020}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-2.1040E-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.744E-06}{4} (303,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 465,2093 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_2 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,3822 \text{ kmol/jam} \times 465,2093 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_1 = 642,9904 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p dT &= 59.642 (303,15 - 298,15) + \frac{0.3283}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-1.5377E-03}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.6539E-06}{4} (303,15^4 - \\ &- 298,15^4) \\ &= 593,2833 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \Sigma N_1 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 0,0798 \text{ kmol/jam} \times 593,2833 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 47,3699 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{531,75 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (531,75 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (531,75^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (531,75^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (531,75^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 691,4681 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_1 \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{531,75 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,1339 \text{ kmol/jam} \times 691,4681 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 784,0589 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.48 Perhitungan Panas Masuk Destilasi (D-302)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q _{out} (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|------------------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 465,2093 | 642,9904 |
| C ₃ H ₈ | 0,0798 | 593,2833 | 47,3699 |
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 691,4681 | 784,0589 |
| Total | | | 1.474,4193 |

B.14.1 Aliran Panas Keluaran Destilasi (D-302)

B.14.2.1 Keluaran Atas (*Condensor*)

$$T_{out} \text{ atas} = 28 \text{ }^\circ\text{C} \quad 301,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Propilena } \int_{298,15 \text{ K}}^{301,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 21,172 (301,15 - 298,15) + \frac{0,06311}{2} (301,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{2.9197E-04}{3} (301,15^3 - 298,15^3) + \frac{-3,271E-07}{4} \\ &(301,15^4 - 298,15^4) + \frac{9,9730E-11}{5} (301,15^5 - 298,15^5) \\ &= 174,9030 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{301,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,3822 \text{ kmol/jam} \times 174,9030 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 241,7427 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Propana } \int_{298,15 \text{ K}}^{301,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 28,277 (301,15 - 298,15) + \frac{0,11600}{2} (301,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{1,9597E-04}{3} (301,15^3 - 298,15^3) + \frac{-2,327E-07}{4} \\ &(301,15^4 - 298,15^4) + \frac{6,8669E-11}{5} (301,15^5 - 298,15^5) \\ &= 321,4703 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{301,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 0,0798 \text{ kmol/jam} \times 321,4703 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$\Delta Q_2 = 25,6674 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.49 Perhitungan Panas Keluaran Atas Destilasi (D-302)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|-------------------|
| C ₃ H ₆ | 1,3822 | 174,9030 | 241,7427 |
| C ₃ H ₈ | 0,0798 | 321,4703 | 25,6674 |
| Total | | | 267,4101 |

B.14.2.2 Keluaran Bawah (*Reboiler*)

$$T_{out} \text{ bawah} = 77,30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 350,45 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{350,45 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (350,45 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (350,45^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (350,45^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (350,45^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 7.444,8380 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum Ni \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{350,45 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,1339 \text{ kmol/jam} \times 7.444,8380 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 8.441,7371 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.50 Perhitungan Panas Keluaran Bawah Destilasi (D-302)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_p dT$ (kJ/Kmol. K) | Q out (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 7.444,8380 | 8.441,7371 |
| Total | | | 8.441,7371 |

B.14.3 Neraca Energi Total Destilasi (D-302)

Diketahui: Q umpan = 1.474,4193 kJ/jam

Q atas = 267,4101 kJ/jam

Q bawah = 8.441,7371 kJ/jam

Q kondensor = Q bawah – Q atas
 = 8.441,7371 kJ/jam - 267,4101 kJ/jam
 = 8.174,3271 kJ/jam

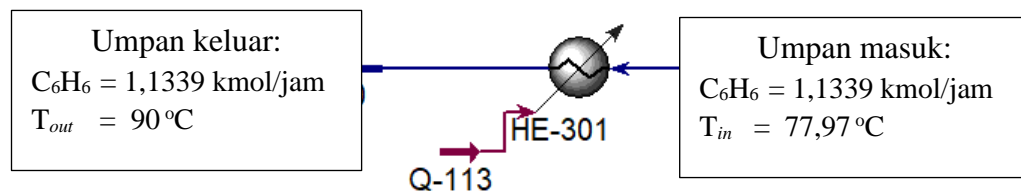
Q reboiler = Q kondesor + Q atas + Q bawah – Q umpan
 = (8.174,3271 kJ/jam + 267,4101 kJ/jam + 8.441,7371 kJ/jam) – (1.474,4193 kJ/jam)
 = 15.409,0550 kJ/jam

Tabel B.51 Neraca Energi Total Destilasi (D-302)

| Komponen | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) |
|-------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| C ₆ H ₆ | 642,9904 | 241,7427 |
| C ₃ H ₆ | 47,3699 | 189,7914 |
| C ₃ H ₈ | 784,0589 | 8.441,7371 |
| Q kondensor | - | 8.174,3271 |
| Q reboiler | 15.409,0550 | - |
| Total | 16.883,4743 | 16.883,4743 |

B.15 Heat Exchanger (HE-301)

Fungsi: Menurunkan suhu keluaran bawah destilasi untuk di-recycle



Gambar B.14 Heat Exchanger (HE-301)

B.15.1 Panas Aliran Masuk Heat Exchanger (HE-301)

$$T_{in} = 77,97 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 351,12 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{351,12 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (351,12 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (351,12^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078\text{E}-03}{3} (351,12^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243\text{E}-06}{4} (351,12^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 7.543,3275 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_1 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{351,12 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_1 = 1,1339 \text{ kmol/jam} \times 7.543,3275 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_1 = 8.553,4149 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.52 Perhitungan Panas Aliran Masuk Heat Exchanger (HE-301)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q in (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|-------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 7.543,3275 | 8.553,4149 |
| Total | | | 8.553,4149 |

B.15.2 Panas Aliran Keluar Heat Exchanger (HE-301)

$$T_{out} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 363,15 \text{ K}$$

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

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Benzena } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= -31.662 (363,15 - 298,15) + \frac{1.3043}{2} (363,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-3.6078E-03}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{3.8243E-06}{4} (363,15^4 - \\ &298,15^4) \\ &= 9.326,1396 \text{ kJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

$$\Delta Q_2 = \sum N_i \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_{pd}dT \right)$$

$$\Delta Q_2 = 1,1339 \text{ kmol/jam} \times 9.326,1396 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q_2 = 10.574,9540 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.53 Perhitungan Panas Aliran Keluar *Heat Exchanger* (HE-301)

| Komponen | N (kmol/jam) | $\int C_{pd}dT$ (kJ/Kmol. K) | Q _{out} (kJ/jam) |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 9.326,1396 | 10.574,9540 |
| Total | | | 10.574,9540 |

B.15.3 Menghitung Panas yang Dibutuhkan *Heat Exchanger* (HE-301)

$$\begin{aligned} \text{Diketahui : } Q_1 &= 8.553,4149 \text{ kJ/kg} \\ Q_2 &= 10.574,9540 \text{ kJ/kg} \\ \Delta Q &= \Delta Q_2 - \Delta Q_1 \\ &= 2.021,5391 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

C_{pd}T Q_{transfer} *Steam*,

$$\begin{aligned} \text{Steam } \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_{pd}dT &= 33,933 (363,15 - 298,15) + \frac{-8,4186E-03}{2} (363,15^2 - \\ &298,15^2) + \frac{2,9906E-05}{3} (363,15^3 - 298,15^3) + \frac{-1,7825E-08}{4} \\ &(363,15^4 - 298,15^4) + \frac{3,6934E-12}{5} (363,15^5 - 298,15^5) \\ &= 2.198,5555 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

Untuk mencari mol Q_{transfer} digunakan persamaan:

$$Q (\text{serap}) = Q (\text{transfer})$$

$$NC_p \Delta t = NC_p \Delta T$$

$$n = \frac{Q (\text{serap})}{NC_p \Delta T}$$

$$= \frac{10.574,9540 \text{ kJ/jam}}{2.198,5555 \text{ kJ/Kmol.K}}$$

$n = 4,8100 \text{ kmol/jam}$, maka massa *steam* yang diperlukan:

$$m_{\text{steam}} = n \times \text{BM}$$

$$m_{\text{steam}} = 4,8100 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ g/mol}$$

$$m_{\text{steam}} = 86,5792 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = \Sigma n \times \left(\int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = 4,8100 \text{ kmol/jam} \times 2.198,5555 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta Q \text{ transfer} = 10.574,9540 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.54 Q serap dan Q transfer *Heat Exchanger* (HE-301)

| Komponen | N (kmol/ jam) | $\int C_p dT$ (kJ/kg) | Qserap (kJ/jam) | Qtransfer (kJ/jam) |
|-------------------------------|-------------------|--------------------------|--------------------|-----------------------|
| C ₆ H ₆ | 1,1339 | 9.326,1396 | 10.574,9540 | - |
| H ₂ O | 3,1665 | 2.198,5555 | - | 10.574,9540 |
| Total | | | 10.574,9540 | 10.574,9540 |

B.15.4 Neraca energi Total

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum 10% : Ulrich, hal 432)

$$8.553,4149 \text{ kJ/kg} + Q_{\text{supply}} = 10.574,9540 \text{ kJ/kg} + 5\% Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} - 0,05 Q_{\text{loss}} = 2.021,5391 \text{ kJ/jam}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 2.021,5391 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{supply}} = 2.127,9359 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 2.127,9359 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 106,3968 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.55 Neraca Energi Total *Heat Exchanger* (HE-301)

| Keterangan | Cp Aliran Masuk (kJ/Jam) | Cp Aliran Keluar (kJ/Jam) |
|---------------------|-----------------------------|------------------------------|
| Q_{in} | 8.553,4149 | 0 |
| Q_{out} | 0 | 10.574,9540 |
| Q_{supply} | 2.127,9359 | 0 |

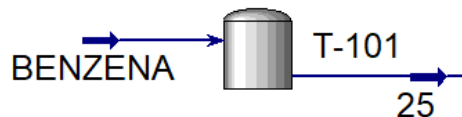
| | | |
|---------------|--------------------|--------------------|
| <i>Q loss</i> | 0 | 106,3968 |
| Total | 10.681,3508 | 10.681,3508 |

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Tangki Penyimpanan Benzena (T-101)

| | |
|-------------------|---|
| Fungsi | : Untuk menyimpan bahan baku benzena dalam bentuk cair |
| Jenis | : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i> |
| Temperatur | : 30°C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Laju Alir | : 2.159,4573 kg/jam |
| Densitas | : 866,7944455 kg/m ³ |
| Waktu penyimpanan | : 7 hari |
| Jumlah Tangki | : 1 |



Gambar C.1 Tangki Benzena (T-101)

| | |
|--------------------------------|--|
| Jumlah bahan baku untuk 7 hari | = 2.159,4573 kg/jam × 24 jam/hari × 7 hari = 362.803,9345 kg |
| Volume | = massa / ρ = 362.788,8264 / 866,7944455 = 418, 5408 m ³ |
| Over Design | = 20 % |
| Volume tangki | = (100+20) % × Volume Benzena = 1,20 × 418,5408 m ³ = 502,2489 m ³ |

$$= 17.736,7525 \text{ ft}^3$$

Kapasitas Tangki (V_t)

1. Diameter Tangki (D_t)

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_e \\ &= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3\right) \end{aligned}$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t$$

Maka,

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{502,2489 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}} \\ &= 7,5253 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi}{48} \times D_t^3 \\ &= 0,13 (7,5253 \text{ m})^3 \\ &= 27,9027 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Silinder. V_s

$$\begin{aligned} V_s &= V_t + V_e \\ &= (502,2489 + 27,9027) \text{ m}^3 = 530,1517 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, H} &= 3/2 \times D_t \\ &= 3/2 \times 7,5253 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 11,2879 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Ellipsoidal, } h &= \frac{1}{4} \times D_t \\
 &= \frac{1}{4} \times 7,5253 \text{ m} \\
 &= 1,8813 \text{ m} \\
 \text{Maka, } H_t &= H + h \\
 &= (11,2879 + 1,8813) \text{ m} \\
 &= 13,1692 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$\begin{aligned}
 P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h-1) / 144 \\
 &= 866,7944 \times (1,8813 - 1) / 144 \\
 &= 5,3050 \text{ Psi} \\
 &= 0,36 \text{ atm} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm atau } 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{abs}} &= (14,6959 + 5,3050) \text{ psi} \\
 &= 20,0009 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 10% (Brownell & young, 1959)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 20,0009 \text{ psi} \\
 &= 22 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C \quad (\text{Petter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

Dimana,

$$\begin{aligned}
 P &= \text{Tekanan desain (22 psi)} \\
 D &= \text{Diameter tangki (7,5254 m)} \\
 S &= \text{Working stress yang diizinkan (13700 psi)} \\
 E &= \text{Efisiensi pengelasan (0,85)} \\
 C &= \text{Korosi yang diizinkan (0,0032 m)}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$t = \frac{22 \times 7,5253 \text{ m}}{(2 \times 13700 \times 0,85) - (0,6 \times 22)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,0174 \text{ m}$$

$$t = 0,68 \text{ in}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

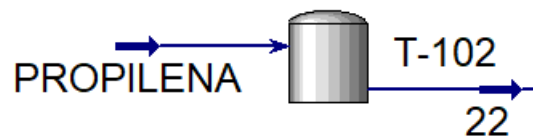
$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + D \\ &= 2(0,0174 \text{ m}) + 7,5253 \text{ m} \\ &= 7,5601 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.1 Spesifikasi Tangki Benzena (T-101)

| | |
|---------------------------|--|
| Jenis Tangki | Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal |
| Suhu | 30°C |
| Volume Tangki | 502,2489 m ³ |
| Jumlah Tangki | 1 buah |
| Dt | 7,5253 m |
| Ht | 13,1692 m |
| P _{desain} | 22 psi |
| t (tebal dinding tanki) | 0,0174 m (0,68 in) |
| Bahan Material Konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i> |

C.2 Tangki Penyimpanan Propilena (T-102)

| | |
|-------------------|---|
| Fungsi | : Untuk menyimpan bahan baku propilena dalam bentuk cair |
| Jenis | : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas |
| Bahan Konstruksi | : <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i> |
| Temperatur | : 30°C |
| Tekanan | : 13 atm |
| Laju Alir | : 1.170,58 kg/jam |
| Densitas | : 605,3425568 kg/m ³ |
| Waktu penyimpanan | : 7 hari |
| Jumlah Tangki | : 1 |



Gambar C.2 Tangki Propilena (T-102)

| | |
|--------------------------------|--|
| Jumlah bahan baku untuk 7 hari | = 1.170,58 kg/jam × 24 jam/hari × 7 hari = 196.657 kg |
| Volume | = massa / ρ = 196657 / 605,3425568 = 418, 558 m ³ |
| Over Design | = 20 % |
| Volume tangki | = (100+20) % × Volume Propilena = 1,20 × 418, 558 m ³ = 389,8431 m ³ = 13.767,179 ft ³ |

Kapasitas Tangki (V_t)**1. Diameter Tangki (D_t)**

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3 \right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2} \right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4} \right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{389,8431 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 6,9158 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (6,9158 \text{ m})^3$$

$$= 21,6579 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (389,8431 + 21,6579) \text{ m}^3 = 411,5010 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\text{Tinggi silinder, } H = 3/2 \times D_t$$

$$= 3/2 \times 6,9158 \text{ m}$$

$$= 10,3738 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Ellipsoidal, } h &= \frac{1}{4} \times D_t \\ &= \frac{1}{4} \times 6,9158 \text{ m} \\ &= 1,7290 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (10,3738 + 1,7290) \text{ m} \\ &= 12,1027 \text{ m}\end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$\begin{aligned}P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h-1) / 144 \\ &= 605,3425 \times (1,7290 - 1) / 144 \\ &= 3,0644 \text{ Psi} \\ &= 0,21 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 13 \text{ atm atau } 191,0467 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{abs}} &= (191,0467 + 3,0644) \text{ psi} \\ &= 194,1111 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 10\% \quad (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$\begin{aligned}P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 194,1111 \text{ psi} \\ &= 213,52 \text{ psi}\end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C \quad (\text{Petter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

Dimana,

$$P = \text{Tekanan desain (213,52 psi)}$$

$$D = \text{Diameter tangki (6,9158 m)}$$

$$S = \text{Working stress yang diizinkan (13700 psi)}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan (0,85)}$$

C = Korosi yang diizinkan (0,0032 m)

Maka,

$$t = \frac{213,52 \times 6,9158 \text{ m}}{(2 \times 13700 \times 0,85) - (0,6 \times 213,52)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,1314 \text{ m}$$

$$t = 5,17 \text{ in}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\text{OD} = 2t + D$$

$$= 2 (0,1314 \text{ m}) + 6,9158 \text{ m}$$

$$= 7,1787 \text{ m}$$

Tabel C.2 Spesifikasi Tangki Propilena (T-102)

| | |
|---------------------------|--|
| Jenis Tangki | Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal |
| Suhu | 30°C |
| Volume Tangki | 389,8431 m ³ |
| Jumlah Tangki | 1 buah |
| Dt | 6,9158 m |
| Ht | 12,1027 m |
| P _{desain} | 213,52 psi |
| t (tebal dinding tanki) | 0,1314 m (5,17 in) |
| Bahan Material Konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i> |

C.3 Tangki Penyimpanan Produk Isopropil Benzena (T-301)

Fungsi : Untuk menyimpan produk isopropil benzena dalam bentuk cair.

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-285 Grade A*

Temperatur : 30°C

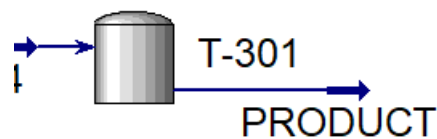
Tekanan : 1 atm

Laju Alir : 3.188,45 kg/jam

Densitas : 853,9345114 kg/m³

Waktu penyimpanan : 7 hari

Jumlah Tangki : 1



Gambar C.3 Tangki Isopropil Benzena (T-301)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan baku untuk 7 hari} &= 3.188,45 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 535.659,63 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{massa} / \rho \\ &= 535.659,63 / 853,9345 \\ &= 627,2842 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= (100+20) \% \times \text{Volume Isopropil Benzena} \\ &= 1,20 \times 627,2842 \text{ m}^3 \\ &= 752,7410 \text{ m}^3 \\ &= 26.582,7975 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Kapasitas Tangki (V_t)**1. Diameter Tangki (D_t)**

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3 \right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2} \right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4} \right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{752,7410 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 8,6119 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (8,6119 \text{ m})^3$$

$$= 41,8189 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (752,7410 + 41,8189) \text{ m}^3 = 794,5600 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\text{Tinggi silinder, } H = \frac{3}{2} \times D_t$$

$$= \frac{3}{2} \times 8,6119 \text{ m}$$

$$= 12,9178 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Ellipsoidal, } h &= \frac{1}{4} \times D_t \\ &= \frac{1}{4} \times 8,6119 \text{ m} \\ &= 2,1530 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (12,9178 + 2,1530) \text{ m} \\ &= 15,0707 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$\begin{aligned} P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h-1) / 144 \\ &= 853,9345 \times (2,1530 - 1) / 144 \\ &= 6,8372 \text{ Psi} \\ &= 0,46 \text{ atm} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm atau } 14,6959 \text{ psi} \\ P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{abs}} &= (14,6959 + 6,8372) \text{ psi} \\ &= 21,5331 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor kelonggaran} &= 10\% && \text{(Brownell \& young, 1959)} \\ P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 21,5331 \text{ psi} \\ &= 23,69 \text{ psi} \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C \quad \text{(Petter Timmerhaus, Tabel 14-4)}$$

Dimana,

$$\begin{aligned} P &= \text{Tekanan desain (23,69 psi)} \\ D &= \text{Diameter tangki (8,6119 m)} \\ S &= \text{Working stress yang diizinkan (13700 psi)} \\ E &= \text{Efisiensi pengelasan (0,85)} \\ C &= \text{Korosi yang diizinkan (0,0032 m)} \end{aligned}$$

Maka,

$$t = \frac{23,69 \times 8,6119 \text{ m}}{(2 \times 13700 \times 0,85) - (0,6 \times 23,69)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,0207 \text{ m}$$

$$t = 0,81 \text{ in}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\text{OD} = 2t + D$$

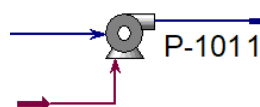
$$= 2 (0,0207 \text{ m}) + 8,6119 \text{ m}$$

$$= 8,6533 \text{ m}$$

Tabel C.3 Spesifikasi Tangki Isopropil Benzena (T-301)

| | |
|---------------------------|--|
| Jenis Tangki | Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal |
| Suhu | 30°C |
| Volume Tangki | 794,5600 m ³ |
| Jumlah Tangki | 1 buah |
| Dt | 8,6119 m |
| Ht | 15,0707 m |
| P _{desain} | 23,69 psi |
| t (tebal dinding tangki) | 0,207 m (0,81 in) |
| Bahan Material Konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i> |

C.4 Pompa (P-101)



Gambar C.4 Pompa (P-101)

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Menaikkan Tekanan Benzene Keluaran Tangki (T-101) menuju ke Vaporizer (V-101), dari 1 atm menjadi 9 atm. |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 30°C Temperatur keluar = 30,02°C Tekanan masuk = 1 atm = 2.116,22 lb/ft ² Tekanan keluar = 9 atm = 19.045,9 lb/ft ² Laju alir = 2.159,55 kg/jam = 4.760,99278 lb/jam Density, ρ masuk = 866,7867271 kg/m ³ = 54,1117 lb/ft ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Pump</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>) |

1. Menghitung Debit Cairan

| | |
|----------------------------|--|
| Diambil <i>over design</i> | = 10% |
| <i>FV design</i> | = 1,1 x 2.159,55 kg/jam = 2.375,501952 kg/jam |

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\
 &= \frac{2.375,50 \text{ kg/jam}}{866,7867 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 2,740584134 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$Q = \frac{\text{massa}}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4.760,992 \text{ lb/jam}}{54,1117\text{b/ft}^3} \\
 &= 87,9844 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,024440136 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,0244 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (54,11172763 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 1,2332 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.4 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

| Karakteristik | In | Meter |
|---------------|-------|-----------------------|
| NPS | 4 | 0,1016 |
| Sch | 40 | 1,016 |
| OD | 4,50 | 0,1143 |
| ID | 4,026 | 0,1022 (0,3353 ft) |

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\
 &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,1022\right)^2 \\
 &= 0,0082 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0883 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,02444 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0883 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,2765 \text{ ft/det} \\
 &= 0,0843 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{54,1117 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2765 \text{ ft/s} \times 0,3353 \text{ ft}}{0,0003 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 13.233,74 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \quad \alpha = 1
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

$$\text{Faktor koreksi, } \alpha = 1$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,1022 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ (untuk pipa } \textit{commercial steel})$$

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1022 \text{ m}}$$

$$= 0,0050 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0085$

Tabel C.5 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

| Jenis | Jumlah | kf | Le/D |
|-------------------------|--------|------|------|
| Elbow 90° | 4 | 0,75 | 35 |
| Tee | 0 | 1 | 50 |
| Gate valve (wide open) | 1 | 0,17 | 9 |
| Globe valve (wide open) | 1 | 5 | 300 |
| Check valve (swing) | 1 | 2 | 100 |

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

a. Digunakan 4 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$Le/D = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$Le = 4 \times 2,915 \times 0,3353 \text{ ft}$$

$$= 3,9110 \text{ ft}$$

b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$Le/D = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$Le = 1 \times 24,99 \times 0,3353 \text{ ft}$$

$$= 8,3807 \text{ ft}$$

- c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$Le/D = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$Le = 1 \times 0,7497 \times 0,3353 \text{ ft} \\ = 0,2514 \text{ ft}$$

- d. Digunakan 1 buah *check valve (swing)*

$$Le/D = 100 \text{ in (8,33 ft)}$$

$$Le = 1 \times 8,33 \times 0,3353 \text{ ft} \\ = 2,7935 \text{ ft}$$

Panjang ekivalen, $\Sigma Le = 113,7568 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

- a. *Contraction loss pada tank exit*

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ = 0,55 \times (1-0) \frac{(0,2765)^2}{2 \times 32,174} \\ = 0,0006 \text{ ft lbf/lbm}$$

- b. Friksi pada pipa lurus

$$N_{re} = 38.608,003$$

$$ID = 0,3353 \text{ ft}$$

$$f = 0,0085$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ = 4 (0,0085) \frac{98,42}{0,3353 \text{ ft}} \frac{(0,2765)^2}{2 \times 32,174} \\ = 0,0118 \text{ ft lbf/lbm}$$

- c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

$$\text{Jumlah elbow} = 4$$

$$K_f = 0,75$$

$$H_f = \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \\ = 4 \times 0,75 \times \frac{(0,2765)^2}{2 \times 32,174} \\ = 0,0035 \text{ ft lbf/lbm}$$

d. Friksi karena pipa tee

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 1$$

$$\begin{aligned} H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

e. Friksi pada gate valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{(0,2765)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0002 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 6 \times \frac{(0,2765)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0071 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 2 \times \frac{(0,2765)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0023 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2$$

A2 = luas penampang yang lebih kecil

A1 = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$H_e = K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right)$$

$$= 1 \left(\frac{0,2765^2}{2(32,174)} \right)$$

$$= 0,0012 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}\Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 0,0269 \text{ ft lbf/lbm}\end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\begin{aligned}(\Delta z \frac{g}{g_c}) + (\frac{\Delta v^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ W_s &= (37,60 \times \frac{32,174}{32,174}) + (\frac{(3,4722)^2}{2 \times 1}) + (\frac{19.045,9 - 2.116,2204}{54,1117}) + 0,0269 \\ &= 1.522,9087 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned}W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{1.522,90}{0,75} \\ &= 2.030,55 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

8. Daya Pompa

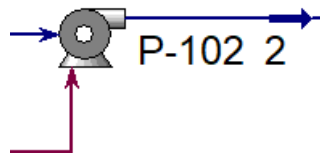
$$\begin{aligned}P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\ &= 1,3224 \text{ lb/s} \times 2.030,55 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 4,88 \text{ hp} \\ &= 3,64 \text{ kW}\end{aligned}$$

Tabel C.6 Spesifikasi Pompa Benzena (P-101)

| | |
|------------------|--|
| Alat | Pompa (P-101) |
| Fungsi | Menaikkan tekanan benzena keluaran tangki (T-101) menuju ke vaporizer (V-101), dari 1 atm menjadi 9 atm. |
| Bentuk | <i>Centrifugal pump</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i> |

| | |
|-----------------|---------|
| Efisiensi Pompa | 75 % |
| Power Motor | 4,88 Hp |
| Kebutuhan Daya | 3,64 kW |

C.5 Pompa (P-102)



Gambar C.5 Pompa (P-101)

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Menaikkan Tekanan Propilena Keluaran Tangki (T-102) menuju ke Vaporizer (V-102), dari 13 atm menjadi 15 atm. |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 30 °C Temperatur keluar = 30,19 °C Tekanan masuk = 13 atm = 27.510 lb/ft ² Tekanan keluar = 15 atm = 31.743,2 lb/ft ² Laju alir = 1.170,58 kg/jam = 2.580,68 lb/jam Density, ρ masuk = 605,3425 kg/m ³ = 37,7903 lb/ft ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Pump</i> |
| Jumlah | : 2 unit (1 ready 1 stand by) |

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

$$\begin{aligned} FV \text{ design} &= 1,1 \times 1.170,58 \text{ kg/jam} \\ &= 1.287,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\ &= \frac{1.287,63 \text{ kg/jam}}{605,3425 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,127120053 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{2.580,68 \text{ lb/jam}}{37,7903 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 68,2896 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0189 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0189 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (37,7903 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,0501 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.7 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

| Karakteristik | In | Meter |
|---------------|----|--------|
| NPS | 4 | 0,1016 |
| Sch | 40 | 1,016 |

| | | |
|----|-------|-----------------------|
| OD | 4,50 | 0,1143 |
| ID | 4,026 | 0,1022 (0,3353 ft) |

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan Reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\ &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,1022\right)^2 \\ &= 0,0082 \text{ m}^2 \\ &= 0,0883 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0189 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0883 \text{ ft}^2} \\ &= 0,2146 \text{ ft/det} \\ &= 0,0654 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{37,7903 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2146 \text{ ft/s} \times 0,3353 \text{ ft}}{0,00008 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 33.189,3 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \quad \alpha = 1 \end{aligned}$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

$$\text{Faktor koreksi, } \alpha = 1$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,1022 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ (untuk pipa } \textit{commercial steel})$$

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1022 \text{ m}}$$

$$= 0,0004 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0083$

Tabel C.8 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

| Jenis | Jumlah | kf | Le/D |
|-------------------------|--------|------|------|
| Elbow 90° | 4 | 0,75 | 35 |
| Tee | 0 | 1 | 50 |
| Gate valve (wide open) | 1 | 0,17 | 9 |
| Globe valve (wide open) | 1 | 5 | 300 |
| Check valve (swing) | 1 | 2 | 100 |

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

- a. Digunakan 4 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$\text{Le/D} = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 4 \times 2,915 \times 0,3353 \text{ ft} \\ &= 3,9110 \text{ ft} \end{aligned}$$

- b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$\text{Le/D} = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 1 \times 24,99 \times 0,3353 \text{ ft} \\ &= 8,3807 \text{ ft} \end{aligned}$$

- c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$\text{Le/D} = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 1 \times 0,7497 \times 0,3353 \text{ ft} \\ &= 0,2514 \text{ ft} \end{aligned}$$

- d. Digunakan 1 buah *check valve (swing)*

$$\text{Le/D} = 100 \text{ in (8,33 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 1 \times 8,33 \times 0,3353 \text{ ft} \\ &= 2,7936 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang ekivalen, $\Sigma \text{Le} = 113,757 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss pada tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(0,2146)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0040 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. *Friksi pada pipa lurus*

$$\begin{aligned} N_{re} &= 33.189,30 \\ ID &= 0,3353 \text{ ft} \\ f &= 0,0083 \\ F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 g_c} \\ &= 4 (0,062) \frac{98,42}{0,3353 \text{ ft}} \frac{(0,2146)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0069 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. *Friksi pada sambungan (elbow)*

$$\begin{aligned} \text{Jumlah elbow} &= 4 \\ K_f &= 0,75 \\ H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \\ &= 4 \times 0,75 \times \frac{(0,2146)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0021 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

d. *Friksi karena pipa tee*

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tee} &= 0 \\ K_f &= 1 \\ H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g}\right) \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

e. *Friksi pada gate valve*

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c}\right) \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{(0,2146)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \end{aligned}$$

$$= 0,0001 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 6 \times \frac{(0,2146)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0042 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 2 \times \frac{(0,2146)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0014 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2 \\ A_2 &= \text{luas penampang yang lebih kecil} \\ A_1 &= \text{luas penampang yang lebih besar} \\ A_2/A_1 &= 0 \\ K_{ex} &= 1 \\ H_e &= K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right) \\ &= 1 \left(\frac{(0,2146)^2}{2 (32,174)} \right) \\ &= 0,0007 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned} \Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 0,0160 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(13,46 \times \frac{32,174}{32,174}\right) + \left(\frac{(0,2146)^2}{2 \times 1}\right) + \left(\frac{31.743,2 - 2.7510,8}{37,7903}\right) + 0,0160 \\ &= 545,1650 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{545,1650}{0,75} \\ &= 726,8867 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Daya Pompa

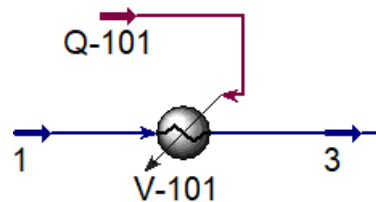
$$\begin{aligned} P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\ &= 0,7168 \text{ lb/s} \times 726,8867 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 0,94 \text{ hp} \\ &= 0,71 \text{ kW} \end{aligned}$$

Tabel C.9 Spesifikasi Pompa Propilena (P-102)

| | |
|------------------|--|
| Alat | Pompa (P-102) |
| Fungsi | Menaikkan tekanan propilena keluaran tangki (T-102) menuju ke vaporizer (V-102), dari 13 atm menjadi 15 atm. |
| Bentuk | <i>Centrifugal pump</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i> |
| Efisiensi Pompa | 75 % |
| Power Motor | 0,94 Hp |

| | |
|----------------|---------|
| Kebutuhan Daya | 0,71 kW |
|----------------|---------|

C.6 Vaporizer (V-101)



Gambar C.6 Vaporizer (V-101)

Nama = Vaporizer
 Kode = V-101
 Jenis = *Double Pipe Heat Exchanger*
 Fungsi = Menaikkan suhu benzena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30°C menjadi 90°C

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*

= Suhu Masuk (T_1) = 316,8 °C = 602,24 °F

Suhu Keluar (T_2) = 303,4 °C = 578,12 °F

Laju Alir (W_1) = 3.148,08 kg/hr = 6.940,33 lb/hr

Fluida Dingin = Benzena

= Suhu Masuk (t_1) = 30,74 °C = 87,33 °F

Suhu Keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F

Laju Alir (W_1) = 2.159.55 kg/hr = 7.760,9 lb/hr

Kapasitas Panas (Q) = 977.793,86 kJ/hr

= 926.77 btu/hr

Langkah Perancangan :

1. $\Delta t =$ Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 602,2$ | $t_2 = 194$ | $\Delta t_2 = 408,2$ |
| Rendah | $T_2 = 578,1$ | $t_1 = 87,3$ | $\Delta t_1 = 490,8$ |
| Selisih | 24,12 | 106,67 | -82,55 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-82,55}{\ln\left(\frac{408,2}{490,8}\right)} \\ &= 448,2479 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{24,12}{106,67} \\ &= 0,2261 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{106,67}{602,2 - 87,3} \\ &= 0,2072 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,9979$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,9979 \times 448,2479 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 447,3066 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{602,2 + 578,1}{2} = 590,18 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{194 + 87,3}{2} = 140,67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap memanaskan Metanol digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 100\text{-}200$, diambil harga $U_D = 100$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{926.770 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 447,3066 \text{ } ^\circ\text{F}} = 20,7189 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) < 200 ft², maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = Benzena berada di annulus

Fluida Panas = *Steam* berada di pipa

Tabel C.10 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | Pipa | | |
|---------|---|---------------------------|--------|---|---------------------------|
| IPS | = | 8 in | IPS | = | 6 in |
| Sch No | = | 40 | Sch No | = | 40 |
| OD | = | 8,625 in | OD | = | 6,625 in |
| ID | = | 7,981 in | ID | = | 6,065 in |
| a'' | = | 2,258 ft ² /ft | a'' | = | 1,734 ft ² /ft |

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,665 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{8,625}{12}$$

$$= 0,718 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,058 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, D_e :

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,111 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{6,065}{12}$$

$$= 0,505 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,2 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung *Mass Velocity* (G)

Annulus:

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{4.760,99}{0,0582}$$

$$= 81.665,57 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$= \frac{6.940,33}{0,2}$$

$$= 34.610,78 \text{ lb/hr.ft}^2$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 140,6^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,46 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 1,120 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu} = 8.136,94$$

Pipa :

$$T_{\text{avg}} = 698^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,023 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,06 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_p = \frac{De \times G_p}{\mu}$$

$$= 314.280,74$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 30, dan untuk pipa diperoleh = 650 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 140,66^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1,034 \text{ btu/(lb.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,07 \text{ btu/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k} = 16,55$$

Pipa:

$$T_{\text{avg}} = 698^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,57 \text{ btu/(lb.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,032 \text{ btu/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)

Annulus:

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= (16,5)^{1/3} \\ &= 2,55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) \text{Pr} \\ &= 47,93 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F}) \end{aligned}$$

Pipa:

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= (1,00)^{1/3} \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{D} \right) \text{Pr} = 40,55 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F})$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 6,065 \text{ in} \\ &= 0,505 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 6,625 \text{ in} \\ &= 0,552 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \left(\frac{\text{ID}}{\text{OD}} \right) \\ &= 40,55 \left(\frac{0,505}{0,552} \right) \\ &= 37,12 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F}) \end{aligned}$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{37,12 \times 47,93}{37,12 + 47,93} \\ &= 20,92 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F}) \end{aligned}$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/btu} \quad (\text{Kern, Tabel 8})$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_C} + R_d \\ &= \frac{1}{20,92} + 0,001 \\ &= 0,001 \end{aligned}$$

$$U_D = 20,49 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot \text{°F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{926.769,64}{20,49 \times 448,2479} \\ &= 100,9011 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 2,258 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang Pipa :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a''} \\ &= 44,6860 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$\text{Diambil } L_h = 12 \text{ ft}$$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Hairpin} &= \frac{L}{2 \times L_h} \\ &= \frac{44,6860}{2 \times 12} \\ &= 1,9 \text{ ft} \\ &= 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$\begin{aligned} L_{\text{kor}} &= 2 \times L_h \times \text{hairpin} \\ &= 2 \times 12 \times 2 \\ &= 48 \text{ ft linier} \end{aligned}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$\begin{aligned}
 A &= L_{kor} \times a'' \\
 &= 48 \times 2,258 \\
 &= 108,384 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

16. Menghitung Actual Design Overall Coefficient (U_D aktual)

$$\begin{aligned}
 U_{D\text{aktual}} &= \frac{Q}{A \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{926.769,64}{108,384 \times 448,2479} \\
 &= 19,08 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

17. Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{20,92 - 19,08}{20,92 \times 19,08} \\
 &= 0,005 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}
 \end{aligned}$$

R_d yang diperlukan = 0,001 hr.ft².°F/btu

(Kern, Tabel 8)

$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}}$ (memenuhi)

18. Menghitung Pressure Drops (ΔP)**Annulus:**

$$\begin{aligned}
 D_e' &= D_2 - D_1 \\
 &= 0,718 - 0,665 \\
 &= 0,053 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Re_a = 9.463,87$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (81.665,57)^2 \times 48}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (54,09)^2 \times 0,053}$$

$$= 0,09 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{Ga}{\rho \times 3600}$$

$$= \frac{81.665,57}{54,09 \times 3600}$$

$$= 0,42 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_i = 2 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right)$$

$$= 2 \times \left(\frac{0,42^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,01 \text{ ft/s}$$

$$\Delta Pa = \frac{1}{2} \times \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{(0,09 + 0,01) \times 54,09}{144}$$

$$= 0,04 \text{ Psi}$$

ΔPa untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

Pipa:

$$Re_a = 314.280,74$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right)$$

$$= 0,00$$

$$\rho = 0,87 \text{ lb/ft}$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De^5}$$

$$= \frac{4 \times 0,00 \times (34.610)^2 \times 48}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1)^2 \times 0,505}$$

$$= 2,61 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= \frac{2,61 \times 1}{144} \\ &= 0,02 \text{ Psi} \end{aligned}$$

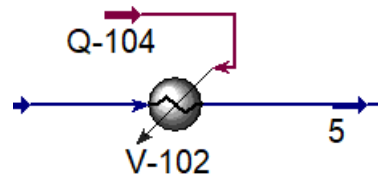
ΔP_p untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tabel C.11 Spesifikasi *Vaporizer* (V-101)

| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Vaporizer</i> (V-101) |
| Fungsi | Menaikkan suhu benzena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30°C menjadi 90°C |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <p><i>Annulus :</i></p> <p>IPS = 8 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 8,625 in</p> <p>ID = 7,891 in</p> <p><i>Pressure Drops</i> = 0,04 Psi</p> <p><i>Inner pipe :</i></p> <p>IPS = 1 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 6,625 in</p> |

| | |
|--------|---|
| | ID = 6,065 in <i>Pressure Drops</i> = 0,02 Psi Jumlah <i>hairpin</i> = 2 buah Panjang 1 pipa = 12 ft |
| Jumlah | 1 Unit |

C.7 Vaporizer (V-102)



Gambar C.7 Vaporizer (V-102)

Nama = Vaporizer
 Kode = V-102
 Jenis = *Double Pipe Heat Exchanger*
 Fungsi = Menaikkan suhu propilena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30°C menjadi 90°C

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*

= Suhu Masuk (T_1) = 316,8 °C = 602,24 °F

Suhu Keluar (T_2) = 284,6 °C = 544,28 °F

Laju Alir (W_1) = 1.365,04 kg/hr = 3.009,40 lb/hr

Fluida Dingin = Propilena

= Suhu Masuk (t_1) = 30,19 °C = 86,34 °F

Suhu Keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F

$$\text{Laju Alir (W}_1) = 1.170,58 \text{ kg/hr} = 2.580,68 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Kapasitas Panas (Q)} = 423.983 \text{ kJ/hr}$$

$$= 401.858 \text{ btu/hr}$$

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 602,2$ | $t_2 = 194$ | $\Delta t_2 = 408,2$ |
| Rendah | $T_2 = 544,3$ | $t_1 = 86,3$ | $\Delta t_1 = 457,9$ |
| Selisih | 57,96 | 107,66 | -49,70 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-49,70}{\ln\left(\frac{408,2}{457,9}\right)} \\ &= 432,6133 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{57,96}{107,66} \\ &= 0,5383 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{S} &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{107,66}{602,2 - 86,3} \\ &= 0,2087 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,9944$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,9944 \times 432,6133 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 430,1907 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{602,2 + 544,3}{2} = 573,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{194 + 86,3}{2} = 140,17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap memanaskan Metanol digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 100\text{-}200$, diambil harga $U_D = 100$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{401.858 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 430,1907 \text{ } ^\circ\text{F}} = 9,3 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) < 200 ft², maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = Propilena berada di annulus

Fluida Panas = *Steam* berada di pipa

Tabel C.12 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | Pipa | | |
|---------|---|----------|--------|---|----------|
| IPS | = | 8 in | IPS | = | 6 in |
| Sch No | = | 40 | Sch No | = | 40 |
| OD | = | 8,625 in | OD | = | 6,625 in |
| ID | = | 7,981 in | ID | = | 6,065 in |

| | | | | | | | |
|-----|---|-------|---------------------|-----|---|-------|---------------------|
| a'' | = | 2,258 | ft ² /ft | a'' | = | 1,734 | ft ² /ft |
|-----|---|-------|---------------------|-----|---|-------|---------------------|

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{8,626}{12}$$

$$= 0,718 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,665 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,058 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, De :

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,111 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{6,025}{12}$$

$$= 0,502 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,19 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung *Mass Velocity* (G)

Annulus:

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{1.170,6}{0,0582}$$

$$= 44.266,66 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$\begin{aligned}
 G_p &= \frac{W}{a_p} \\
 &= \frac{1.365,04}{0,197} \\
 &= 15.207,57 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 140,171 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,13 \text{ cp} && \text{(Kern, Fig. 15)} \\
 &= 0,3146 \text{ lb/hr.ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_a &= \frac{De \times G_a}{\mu} \\
 &= 15.711,96
 \end{aligned}$$

Pipa :

$$T_{\text{avg}} = 698^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,023 \text{ cp} && \text{(Kern, Fig. 15)} \\
 &= 0,06 \text{ lb/hr.ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_p &= \frac{De \times G_p}{\mu} \\
 &= 137.180,52
 \end{aligned}$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 45, dan untuk pipa diperoleh = 450 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 140,17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1,034 \text{ btu/(lb.}^\circ\text{F)} \quad \text{(Kern, Fig. 15)}$$

$$k = 0,01 \text{ btu/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad \text{(Kern, Tabel. 5)}$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 32,53 \end{aligned}$$

Pipa:

$$T_{avg} = 698^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,56 \text{ btu}/(\text{lb.}^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,032 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)**Annulus:**

$$\begin{aligned} Pr &= (32,5)^{1/3} \\ &= 3,19 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) Pr \\ &= 12,86 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Pipa:

$$\begin{aligned} Pr &= (1,00)^{1/3} \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= J_H \left(\frac{k}{D} \right) Pr \\ &= 28,26 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$\begin{aligned} ID &= 6,065 \text{ in} \\ &= 0,505 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= 6,625 \text{ in} \\ &= 0,552 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) \\ &= 28,26 \left(\frac{0,502}{0,552} \right) \end{aligned}$$

$$= 25,70 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F})$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\ &= \frac{25,70 \times 12,86}{25,70 + 12,86} \\ &= 8,57 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F}) \end{aligned}$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr}.\text{ft}^2.\text{°F}/\text{btu} \quad (\text{Kern, Tabel 8})$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_C} + R_d \\ &= \frac{1}{8,57} + 0,001 \\ &= 0,1176 \end{aligned}$$

$$U_D = 8,50 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{401.858,10}{8,50 \times 432,6133} \\ &= 109 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang Pipa :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a''} \\ &= 63 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$\text{Diambil } L_h = 12 \text{ ft}$$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times L_h}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{63}{2 \times 12} \\
 &= 2,6259 \text{ ft} \\
 &= 3 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 L_{\text{kor}} &= 2 \times L_h \times \text{hairpin} \\
 &= 2 \times 12 \times 3 \\
 &= 72 \text{ ft linier}
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$\begin{aligned}
 A &= L_{\text{kor}} \times a'' \\
 &= 72 \times 1,734 \\
 &= 124,848 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

16. Menghitung Actual Design Overall Coefficient (U_D aktual)

$$\begin{aligned}
 U_{\text{Daktual}} &= \frac{Q}{A \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{401.885,10}{124,848 \times 432,6133} \\
 &= 7,44 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

17. Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{8,57 - 7,44}{8,57 \times 7,44} \\
 &= 0,018 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}
 \end{aligned}$$

R_d yang diperlukan = 0,001 hr.ft².°F/btu

(Kern, Tabel 8)

$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}}$ (memenuhi)

18. Menghitung Pressure Drops (ΔP)

Annulus:

$$\begin{aligned}
 D_e' &= D_2 - D_1 \\
 &= 0,718 - 0,665
 \end{aligned}$$

$$= 0,053 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_a = 18.274,19$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(\text{Re})^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times \text{Ga}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e^5}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (44.266,66)^2 \times 72}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (37,784)^2 \times 0,053}$$

$$= 0,07 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{\text{Ga}}{\rho \times 3600}$$

$$= \frac{44.466,66}{37,78 \times 3600}$$

$$= 0,33 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_i = 2 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right)$$

$$= 2 \times \left(\frac{0,33^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,003 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} \times \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{(0,07 + 0,003) \times 37,78}{144}$$

$$= 0,000012 \text{ Psi}$$

ΔP_a untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

Pipa:

$$\text{Re}_a = 137.180,52$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(\text{Re})^{0,42}} \right)$$

$$= 0,0044$$

$$\rho = 1 \text{ lb/ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e'} \\ &= \frac{4 \times 1 \times (15.207,57)^2 \times 72}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1)^2 \times 0,502} \\ &= 0,85 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= \frac{0,85 \times 1}{144} \\ &= 0,01 \text{ Psi} \end{aligned}$$

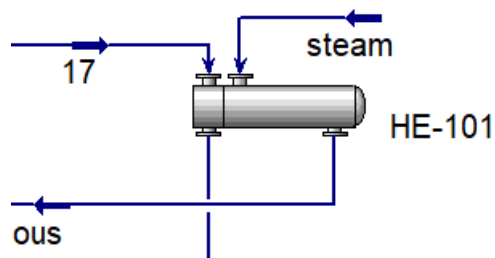
ΔP_p untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tabel C.13 Spesifikasi *Vaporizer (V-102)*

| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Vaporizer (V-102)</i> |
| Fungsi | Menaikkan suhu propilena dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu 30°C menjadi 90°C |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <p><i>Annulus :</i></p> <p>IPS = 8 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 8,625 in</p> <p>ID = 7,891 in</p> <p><i>Pressure Drops = 0,02 Psi</i></p> |

| | |
|--------|--|
| | <p><i>Inner pipe :</i></p> <p>IPS = 1 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 6,625 in</p> <p>ID = 6,065 in</p> <p><i>Pressure Drops</i> = 0,01 Psi</p> <p>Jumlah <i>hairpin</i> = 3 buah</p> <p>Panjang 1 pipa = 12 ft</p> |
| Jumlah | 1 Unit |

C.8 Heat Exchanger (HE-101)



Gambar C.8 *Heat Exchanger* (HE-101)

Nama = Heat Exchanger
 Kode = HE-101
 Jenis = *Double Pipe Heat Exchanger*
 Fungsi = Menaikkan suhu benzena dari 90°C menjadi 278 °C sebelum memasuki reaktor (R-201).

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*

$$= \text{Suhu Masuk } (T_1) = 400 \text{ }^\circ\text{C} = 752 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Keluar } (T_2) = 316,8 \text{ }^\circ\text{C} = 602,24 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju Alir } (W_1) = 1.717,46 \text{ kg/hr} = 3.786,34 \text{ lb/hr}$$

Fluida Dingin = Benzena

$$= \text{Suhu Masuk } (t_1) = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Keluar } (t_2) = 278,15 \text{ }^\circ\text{C} = 537,67 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju Alir } (W_1) = 2.159,55 \text{ kg/hr} = 4.760,98 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Kapasitas Panas } (Q) = 665.150,88 \text{ kJ/hr}$$

$$= 630.441,31 \text{ btu/hr}$$

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas ($^\circ\text{F}$) | Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$) | Selisih ($^\circ\text{F}$) |
|----------------|-----------------------------------|------------------------------------|------------------------------|
| Tinggi | $T_1 = 752$ | $t_2 = 532,67$ | $\Delta t_2 = 219,3$ |
| Rendah | $T_2 = 602,2$ | $t_1 = 194$ | $\Delta t_1 = 408,2$ |
| Selisih | 149,76 | 338,67 | -188,91 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-188,91}{\ln\left(\frac{219,3}{408,2}\right)} \\ &= 304,0669 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{149,76}{338,67} \\ &= 0,4422 \end{aligned}$$

$$\text{S} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{338,67}{752 - 194} \\
 &= 0,6069
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,8984$

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\
 \Delta t &= 0,8984 \times 304,0669 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t &= 273,1737 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{752 + 602,2}{2} & &= \frac{532,67 + 194}{2} \\
 &= 677,12 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 363,34 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan U_D

Pada tahap memanaskan Metanol digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 100\text{-}200$, diambil harga $U_D = 100$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{630.441,31 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 273,1737^\circ\text{F}} \\
 &= 23,0784 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) < 200 ft², maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = Propilena berada di annulus

Fluida Panas = *Steam* berada di pipa

Tabel C.14 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | | Pipa | | | |
|---------|---|-------|---------------------|--------|---|-------|---------------------|
| IPS | = | 8 | in | IPS | = | 6 | in |
| Sch No | = | 40 | | Sch No | = | 40 | |
| OD | = | 8,625 | in | OD | = | 6,625 | in |
| ID | = | 7,981 | in | ID | = | 6,065 | in |
| a'' | = | 2,258 | ft ² /ft | a'' | = | 1,734 | ft ² /ft |

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{8,625}{12}$$

$$= 0,718 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,665 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,058 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, D_e :

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,111 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{6,065}{12}$$

$$= 0,505 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,20 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung Mass Velocity (G)

Annulus:

$$\begin{aligned}
 G_a &= \frac{W}{a_a} \\
 &= \frac{2.159,5}{0,0582} \\
 &= 81.665,57 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

Pipa :

$$\begin{aligned}
 G_p &= \frac{W}{a_p} \\
 &= \frac{1.717,45}{0,200} \\
 &= 18.882,13 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 363,335 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,11 \text{ cp}$$

(Kern, Fig. 15)

$$= 0,2662 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$= 34.256,52$$

Pipa :

$$T_{\text{avg}} = 673,34 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,021 \text{ cp}$$

(Kern, Fig. 15)

$$= 0,05 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_p = \frac{De \times G_p}{\mu}$$

$$= 187.787,25$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 90, dan untuk pipa diperoleh = 310 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{avg} = 363,335 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1,034 \text{ btu}/(\text{lb.}^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,092 \text{ btu}/(\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 2,99 \end{aligned}$$

Pipa:

$$T_{avg} = 673,34 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,56 \text{ btu}/(\text{lb.}^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,032 \text{ btu}/(\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 0,92 \end{aligned}$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)

Annulus:

$$\begin{aligned} Pr &= (2,99)^{1/3} \\ &= 1,44 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) Pr \\ &= 106,85 \text{ btu}/(\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Pipa:

$$\begin{aligned} Pr &= (0,92)^{1/3} \\ &= 0,97 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= J_H \left(\frac{k}{D} \right) Pr \\ &= 18,76 \text{ btu}/(\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$ID = 6,065 \text{ in}$$

$$= 0,505 \text{ ft}$$

$$OD = 6,625 \text{ in}$$

$$= 0,552 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 18,76 \left(\frac{0,505}{0,552} \right)$$

$$= 17,18 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{17,18 \times 106,85}{17,18 + 106,85}$$

$$= 14,80 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}$$

(Kern, Tabel 8)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$= \frac{1}{14,80} + 0,001$$

$$= 0,0685$$

$$U_D = 14,58 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$A = \frac{Q}{U \times \text{LMTD}}$$

$$= \frac{630.441,31}{14,58 \times 304,0669}$$

$$= 142,1978 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

(Kern, Tabel 11)

Panjang Pipa :

$$L = \frac{A}{a''}$$

$$= 82 \text{ ft}$$

Panjang hairpin = 12, 15, 20 ft (Kern, Tabel 11)

Diambil $L_h = 12 \text{ ft}$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times L_h}$$

$$= \frac{82,0056}{2 \times 12}$$

$$= 3,4169 \text{ ft}$$

$$= 4 \text{ buah}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$L_{\text{kor}} = 2 \times L_h \times \text{hairpin}$$

$$= 2 \times 12 \times 4$$

$$= 96 \text{ ft linier}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$A = L_{\text{kor}} \times a''$$

$$= 96 \times 1,734$$

$$= 166,464 \text{ ft}^2$$

16. Menghitung *Actual Design Overall Coefficient* (U_D aktual)

$$U_{\text{Daktual}} = \frac{Q}{A \times \text{LMTD}}$$

$$= \frac{630.441,31}{166,464 \times 304,0669}$$

$$= 12,46 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

17. Menghitung *Dirt Factor* (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{14,80 - 12,46}{14,80 \times 12,46}$$

$$= 0,013 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

$$R_d \text{ yang diperlukan} = 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

(Kern, Tabel 8)

$$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}} \quad (\text{memenuhi})$$

18. Menghitung *Pressure Drops* (ΔP)

Annulus:

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$= 0,718 - 0,665$$

$$= 0,053 \text{ ft}$$

$$Re_a = 39.842,90$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (81.665,57)^2 \times 96}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (54,0907)^2 \times 0,053}$$

$$= 0,13 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{Ga}{\rho \times 3600}$$

$$= \frac{81.665,57}{54,0907 \times 3600}$$

$$= 0,42 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_i = 2 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right)$$

$$= 2 \times \left(\frac{0,42^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,01 \text{ ft/s}$$

$$\Delta Pa = \frac{1}{2} \times \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{(0,13 + 0,001) \times 54,0907}{144}$$

$$= 0,05 \text{ Psi}$$

ΔP_a untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

Pipa:

$$Re_a = 187.787,25$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\rho = 1 \text{ lb/ft}$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (18.882,13)^2 \times 96}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1)^2 \times 0,505}$$

$$= 1,66 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{1,66 \times 1}{144}$$

$$= 0,01 \text{ Psi}$$

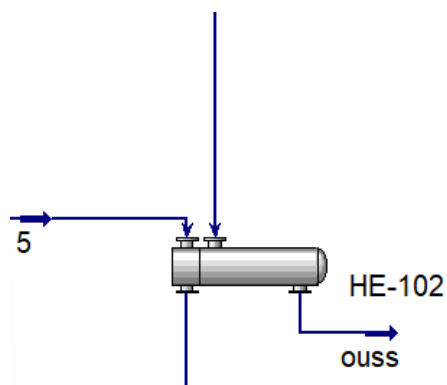
ΔP_p untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tabel C.15 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-101)

| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) |
| Fungsi | Menaikkan suhu benzena dari 90°C menjadi 278 °C sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <i>Annulus :</i> |

| | |
|--------|---|
| | IPS = 8 in Sch No. 40 OD = 8,625 in ID = 7,891 in <i>Pressure Drops</i> = 0,05 Psi <i>Inner pipe :</i> IPS = 6 in Sch No. 40 OD = 6,625 in ID = 6,065 in <i>Pressure Drops</i> = 0,01 Psi Jumlah <i>hairpin</i> = 4 buah Panjang 1 pipa = 12 ft |
| Jumlah | 1 Unit |

C.9 Heat Exchanger (HE-102)



Gambar C.9 Heat Exchanger (HE-102)

Nama = *Heat Exchanger*
 Kode = HE-102
 Jenis = 1– 2 *shell and tube heat exchanger*
 Fungsi = Menaikkan suhu propilena dari 90°C menjadi 278,15 °C sebelum memasuki reaktor (R-201).

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*

= Suhu Masuk (T_1) = 400 °C = 752 °F

Suhu Keluar (T_2) = 316,8 °C = 602,24 °F

Laju Alir (W_1) = 1.717,46 kg/hr = 3.786,34 lb/hr

Fluida Dingin = Propilena

= Suhu Masuk (t_1) = 90 °C = 194 °F

Suhu Keluar (t_2) = 278,15 °C = 532,67 °F

Laju Alir (W_1) = 1.170,58 kg/hr = 2.580,68 lb/hr

Kapasitas Panas (Q) = 5.996.891,52 kJ/hr

= 5.683.955,73 btu/hr

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 752$ | $t_2 = 532,67$ | $\Delta t_2 = 219,3$ |
| Rendah | $T_2 = 602,2$ | $t_1 = 194$ | $\Delta t_1 = 408,2$ |
| Selisih | 149,76 | 338,67 | -188,91 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-188,91}{\ln\left(\frac{219,3}{408,2}\right)} \\ &= 304,0669 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{149,76}{338,67} \\
 &= 0,44
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{338,67}{752 - 194} \\
 &= 0,6069
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,8984$

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\
 \Delta t &= 0,8977 \times 303,7711 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t &= 273,1737 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{752 + 602,2}{2} & &= \frac{532,67 + 194}{2} \\
 &= 677,1 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 358,83 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap pemanasan digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 100 - 200$, diambil harga $U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{5.683.955,73 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 273,1737 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 208,0711 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*.

5. Menghitung jumlah *tube* (N_t)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 0,62 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface area (a''t)} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Direncanakan panjang *tube*, $L = 16 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Jarak Baffle (B)} &= 0,85 \times \text{ID Shell} \\ &= 0,85 \times 17,25 \text{ in} \\ &= 14,66 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Clearance (C)} &= \text{Pitch} - \text{OD Tube} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= \frac{208,4361}{16 \times 0,1963} \\ &= 66 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 66 \text{ tube}$, dengan OD *tube* 1 in, $\frac{3}{4}$ in *square pitch* untuk 2 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \text{ in}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{Square pitch}$$

$$\text{ID Shell} = 17,25 \text{ in}$$

6. Koreksi *design overall coefficient of heat transfer*, U_D

$$\begin{aligned} A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\ &= 66 \times 16 \times 0,1963 \end{aligned}$$

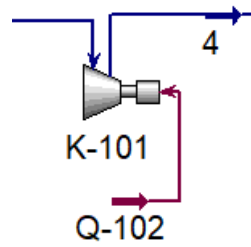
$$\begin{aligned}
 &= 208,0711 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{5.683.955,73 \text{ btu/hr}}{208,4361 \text{ ft}^2 \times 273,1737 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 100 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari hasil diatas maka nilai UD sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

Tabel C.16 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-102)

| | |
|----------------------|--|
| Alat | <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) |
| Fungsi | Menaikkan suhu propilena dari 90°C menjadi 278,15 °C sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Bentuk | 1 – 2 <i>shell and tube heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Jumlah <i>Passes</i> | <i>Shell Side = 1 Passes</i> <i>Tube Side = 2 Passes</i> |
| Dimensi | ID Shell = 17,25 Number Length = 18'0" OD, BWG tube = 0,75 in ,16 ID tube = 0,62 in |
| Pitch | 1 in, <i>Square</i> |
| Jumlah | 1 Unit |

C.10 Kompresor (K-101)



Gambar C.10 Kompresor (K-101)

| | |
|-----------------|--|
| Nama | : Kompresor |
| Kode | : K-101 |
| Fungsi | : Menaikkan tekanan benzena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) dari 9 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 278,15 °C Temperatur keluar = 278,40 °C Tekanan masuk = 9 atm Tekanan keluar = 18 atm Laju alir = 2.159,55 kg/jam Density, ρ masuk = 16,5665 kg/m ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Jumlah Tangki | : 1 Unit |

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{2.159,55 \text{ kg/jam}}{16,5665 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 130,3566 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,2788 \text{ ft}^3/\text{det}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned}\Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 38.091,96 \text{ lb/ft}^2 - 19.045,98 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 19.045,98 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Daya blower} &= Q \times \Delta P \\ &= 1,2788 \text{ ft}^3/\text{det} \times 19.045,98 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 24.355,28 \text{ hp}\end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= 1,57 \times 10^{-4} Q P_2 \quad (\text{Timmerhause 4th edition 2, hal 524}) \\ &= 1,57 \times 10^{-4} (1,2788 \text{ ft}^3/\text{det})(38.091,96 \text{ lb/ft}^2) \\ &= 7,6476 \text{ hp}\end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

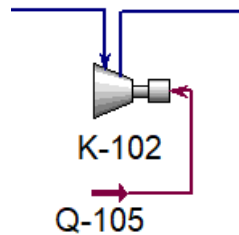
$$\begin{aligned}P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\ &= \frac{7,6476}{0,75} \\ &= 10,1976 \text{ hp}\end{aligned}$$

Tabel C.17 Spesifikasi Kompresor (K-101)

| | |
|---------------------|---|
| Alat | Kompresor (K-101) |
| Fungsi | Menaikkan tekanan benzena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) dari 9 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Tipe | <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel (austenitic) AISI Tipe 316</i> |
| Efisiensi Kompresor | 75% |

| | |
|-------------|----------|
| Power Motor | 10,19 hp |
| Jumlah | 1 unit |

C.11 Kompresor (K-102)



Gambar C.11 Kompresor (K-102)

| | |
|-----------------|---|
| Nama | : Kompresor |
| Kode | : K-102 |
| Fungsi | : Menaikkan tekanan propilena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) dari 15 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 278,15 °C Temperatur keluar = 278,40 °C Tekanan masuk = 15 atm Tekanan keluar = 18 atm Laju alir = 1.170,58 kg/jam Density, ρ masuk = 14,2422 kg/m ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Jumlah Tangki | : 1 Unit |

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{1.170,58 \text{ kg/jam}}{14,2422 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 82,1909 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,8063 \text{ ft}^3/\text{det}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 38.091,96 \text{ lb/ft}^2 - 31.743,30 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 6.345,66 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Daya blower} &= Q \times \Delta P \\ &= 0,8061 \text{ ft}^3/\text{det} \times 6.345,66 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 5.118,73 \text{ hp} \end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} Q P_2$$

(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)

$$\begin{aligned} &= 1,57 \times 10^{-4} (0,8063 \text{ ft}^3/\text{det})(38.091,96 \text{ lb/ft}^2) \\ &= 4,8218 \text{ hp} \end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

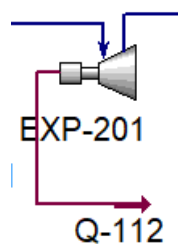
$$\begin{aligned} P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\ &= \frac{4,8218}{0,75} \\ &= 6,4291 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel C.18 Spesifikasi Kompresor (K-102)

| | |
|------------------|--|
| Alat | Kompresor (K-102) |
| Fungsi | Menaikkan tekanan propilena keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-102) dari 15 atm menjadi 18 atm sebelum memasuki reaktor (R-201). |
| Tipe | <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel (austenitic) AISI Tipe 316</i> |

| | |
|---------------------|-----------|
| Efisiensi Kompresor | 75% |
| Power Motor | 6,4291 hp |
| Jumlah | 1 unit |

C.12 Expander (EXP-301)



Gambar C.12 Expander (EXP-301)

| | |
|-----------------|---|
| Nama | : <i>Expander</i> |
| Kode | : Exp-301 |
| Fungsi | : Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor (R-201) dari 18 atm menjadi 1,3 atm. |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 320 °C Temperatur keluar = 166,2 °C Tekanan masuk = 18 atm Tekanan keluar = 1,3 atm Laju alir = 3.330,03 kg/jam Density, ρ masuk = 319.0822 kg/m ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Jumlah Tangki | : 1 Unit |

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{3.330,03 \text{ kg/jam}}{319,0822 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 10,4363 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,1024 \text{ ft}^3/\text{det}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 2.751,08 \text{ lb/ft}^2 - 38.091,96 \text{ lb/ft}^2 \\ &= -35.340,88 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Daya blower} &= Q \times \Delta P \\ &= 0,1024 \text{ ft}^3/\text{det} \times (-35.340,88) \text{ lb/ft}^2 \\ &= -3.618,09 \text{ hp} \end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} Q P_2$$

(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)

$$\begin{aligned} &= 1,57 \times 10^{-4} (0,1024 \text{ ft}^3/\text{det})(-35.340,88 \text{ lb/ft}^2) \\ &= 0,0442 \text{ hp} \end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

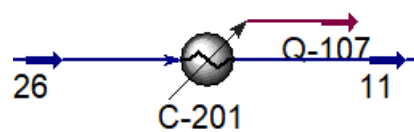
$$\begin{aligned} P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\ &= \frac{0,0442}{0,75} \\ &= 0,0590 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel C.19 Spesifikasi *Expander* (Exp-301)

| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Expander</i> (Exp-301) |
| Fungsi | Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor (R-201) dari 18 atm menjadi 1,3 atm. |
| Tipe | <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel (austenitic) AISI Tipe 316</i> |

| | |
|---------------------|-----------|
| Efisiensi Kompresor | 75% |
| Power Motor | 0,0590 hp |
| Jumlah | 1 unit |

C.13 Cooler (C-301)



Gambar C.13 Cooler (C-301)

Nama = Cooler
 Kode = C-301
 Jenis = Double Pipe Heat Exchanger
 Fungsi = Menurunkan suhu keluaran reaktor (R-201) untuk menuju Menara distilasi I (MD-301) dari suhu 166,2 °C menjadi 115 °C

Kondisi Operasi

Fluida Panas = Isopropil Benzena, Benzena, Propana, dan Propilena.
 = Suhu Masuk (T_1) = 166 °C = 331,16 °F
 Suhu Keluar (T_2) = 115 °C = 239 °F
 Laju Alir (W_1) = 3.330,03 kg/hr = 7.341,46 lb/hr

Fluida Dingin = Air pendingin

= Suhu Masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F
 Suhu Keluar (t_2) = 75 °C = 167 °F
 Laju Alir (W_1) = 576,62 kg/hr = 1.271,23 lb/hr
 Kapasitas Panas (Q) = 155.360,30 kJ/hr

$$= 147.253,13 \text{ btu/hr}$$

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 331,2$ | $t_2 = 167$ | $\Delta t_2 = 164,2$ |
| Rendah | $T_2 = 239$ | $t_1 = 77$ | $\Delta t_1 = 162$ |
| Selisih | 92,16 | 90 | 2,16 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{2,16}{\ln\left(\frac{164,2}{162}\right)} \\ &= 163,0776 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{92,16}{90} \\ &= 1,024 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{90}{331,2 - 77} \\ &= 0,3541 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,9457$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,9457 \times 163,0776 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 154,2225 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{331,2 + 239}{2} & &= \frac{167 + 77}{2} \\
 &= 285,08 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 122 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap pendinginan digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 75 - 150$, diambil harga $U_D = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{147.253,13 \text{ btu/hr}}{75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 154,22 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 12,7308 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) $< 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = *Steam* berada di annulus

Fluida Panas = Metanol berada di pipa

Tabel C.20 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | Pipa | | |
|---------|---|----------|--------|---|----------|
| IPS | = | 8 in | IPS | = | 6 in |
| Sch No | = | 40 | Sch No | = | 40 |
| OD | = | 8,625 in | OD | = | 6,625 in |
| ID | = | 7,982 in | ID | = | 6,065 in |

| | | | | | | | |
|-----|---|-------|---------------------|-----|---|-------|---------------------|
| a'' | = | 2,258 | ft ² /ft | a'' | = | 1,734 | ft ² /ft |
|-----|---|-------|---------------------|-----|---|-------|---------------------|

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{8,625}{12}$$

$$= 0,7187 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,6650 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0582 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, De :

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,1116 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{6,065}{12}$$

$$= 0,505 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,2005 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung *Mass Velocity* (G)

Annulus:

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{1.271,23}{0,0582}$$

$$= 21.805,56 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$= \frac{7.341,46}{0,2005}$$

$$= 36.611,22 \text{ lb/hr.ft}^2$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{avg} = 54,5^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0075 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,01815 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$= 230.660,6$$

Pipa :

$$T_{avg} = 88,69^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,52 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 1,26 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_p = \frac{De \times G_p}{\mu}$$

$$= 15.466,02$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 550 , dan untuk pipa diperoleh = 60 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{avg} = 54,5^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,45 \text{ btu/(lb.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,012 \text{ btu/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 0,68$$

Pipa:

$$T_{avg} = 88,69^{\circ}\text{F}$$

$$C_p = 0,62 \text{ btu}/(\text{lb}\cdot^{\circ}\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,114 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 6,84$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)

Annulus:

$$\text{Pr} = (0,68)^{1/3}$$

$$= 0,88$$

$$h_o = J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) \text{Pr}$$

$$= 110,19 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F})$$

Pipa:

$$\text{Pr} = (6,84)^{1/3}$$

$$= 1,9$$

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{D} \right) \text{Pr}$$

$$= 148,56 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F})$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$= 0,087 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in}$$

$$= 0,11 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \left(\frac{\text{ID}}{\text{OD}} \right)$$

$$= 148,56 \left(\frac{0,087}{0,11} \right)$$

$$= 118,06 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F})$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\
 &= \frac{118,06 \times 110,19}{118,06 + 110,19} \\
 &= 56,99 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu} \quad (\text{Kern, Tabel 8})$$

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_C} + R_d \\
 &= \frac{1}{56,99} + 0,001 \\
 &= 0,0185
 \end{aligned}$$

$$U_D = 53,92 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{97.329,32}{53,92 \times 31,461} \\
 &= 57,371 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$a'' = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang Pipa :

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} \\
 &= 166,77 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$\text{Diambil } L_h = 12 \text{ ft}$$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Hairpin} &= \frac{L}{2 \times L_h} \\
 &= \frac{166,77}{2 \times 12}
 \end{aligned}$$

$$= 6,949$$

$$= 7 \text{ buah}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$L_{kor} = 2 \times L_h \times \text{hairpin}$$

$$= 2 \times 12 \times 7$$

$$= 168 \text{ ft linier}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$A = L_{kor} \times a''$$

$$= 168 \times 0,344$$

$$= 57,792 \text{ ft}^2$$

16. Menghitung Actual Design Overall Coefficient (U_D aktual)

$$U_{Daktual} = \frac{Q}{A \times \text{LMTD}}$$

$$= \frac{97.329,32}{57,792 \times 31,461}$$

$$= 52,53 \text{ btu}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

17. Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{56,99 - 53,53}{56,99 \times 53,53}$$

$$= 0,00114 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}$$

$$R_d \text{ yang diperlukan} = 0,001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}$$

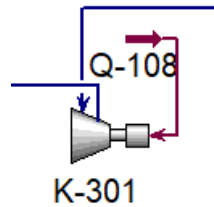
(Kern, Tabel 8)

$$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}} \quad (\text{memenuhi})$$

Tabel C.21 Spesifikasi *Cooler*(C-301)

| | |
|------------------|--|
| Alat | <i>Cooler (C-301)</i> |
| Fungsi | Menurunkan suhu keluaran reaktor (R-201) untuk menuju Menara distilasi I (MD-301) dari suhu 166,2 °C menjadi 115 °C. |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <p><i>Annulus :</i></p> <p>IPS = 8 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 8,625 in</p> <p>ID = 7,981 in</p> <p><i>Inner pipe :</i></p> <p>IPS = 6 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 6,625 in</p> <p>ID = 6,065 in</p> <p>Jumlah <i>hairpin</i> = 1 buah</p> <p>Panjang 1 pipa = 20 ft</p> |
| Jumlah | 1 Unit |

C.14 Kompresor (K-301)



Gambar C.14 Kompresor (K-301)

| | | |
|-----------------|---|---|
| Nama | : | Kompresor |
| Kode | : | K-301 |
| Fungsi | : | Menaikkan tekanan benzena dan propana keluaran menara distilasi I (MD-301) dari 1 atm menjadi 1,2 atm sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302). |
| Kondisi Operasi | : | Temperature masuk = 109 °C Temperatur keluar = 109,10 °C Tekanan masuk = 1 atm Tekanan keluar = 1,2 atm Laju alir = 141,5881 kg/jam Density, ρ masuk = 2,6598 kg/m ³ |
| Tipe | : | <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Jumlah Tangki | : | 1 Unit |

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{141,5881 \text{ kg/jam}}{2,6598 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 53,2317 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,5222 \text{ ft}^3/\text{det}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\begin{aligned}
 &= 2.539,4645 \text{ lb/ft}^2 - 2.116,2204 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 423,2441 \text{ lb/ft}^2 \\
 \text{Daya}_{\text{blower}} &= Q \times \Delta P \\
 &= 0,5222 \text{ ft}^3/\text{det} \times 423,2441 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 221,0130 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} Q P_2$$

(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)

$$\begin{aligned}
 &= 1,57 \times 10^{-4} (0,5222 \text{ ft}^3/\text{det})(2.539,4645 \text{ lb/ft}^2) \\
 &= 0,2082 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

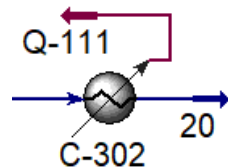
$$\begin{aligned}
 P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\
 &= \frac{0,2082}{0,75} \\
 &= 0,2776 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C.22 Spesifikasi Kompresor (K-301)

| | |
|---------------------|--|
| Alat | Kompresor (K-301) |
| Fungsi | Menaikkan tekanan benzena dan propana keluaran menara distilasi I (MD-301) dari 1 atm menjadi 1,2 atm sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302). |
| Tipe | <i>Centrifugal Compressor</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel (austenitic) AISI Tipe 316</i> |
| Efisiensi Kompresor | 75% |
| Power Motor | hp |

| | |
|--------|--------|
| Jumlah | 1 unit |
|--------|--------|

C.15 Cooler (C-302)



Gambar C.15 Cooler (C-302)

| | |
|--------|---|
| Nama | = Cooler |
| Kode | = C-302 |
| Jenis | = 4 – 8 shell and tube heat exchanger |
| Fungsi | = Menurunkan suhu produk isopropil benzena dari suhu 150 °C menjadi 30 °C sebelum memasuki tangki produk (T-301). |

Kondisi Operasi

Fluida Panas = Isopropil Benzena

= Suhu Masuk (T_1) = 150,9 °C = 303,62 °F

Suhu Keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F

Laju Alir (W_1) = 3.188,45 kg/hr = 7.029,33 lb/hr

Fluida Dingin = Air Pendingin

= Suhu Masuk (t_1) = 27 °C = 80,6 °F

Suhu Keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F

Laju Alir (W_1) = 1.923,54 kg/hr = 4.240,68 lb/hr

Kapasitas Panas (Q) = 526.480,69 kJ/hr

= 499.007,35 btu/hr

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 303,6$ | $t_2 = 194$ | $\Delta t_2 = 109,6$ |
| Rendah | $T_2 = 85$ | $t_1 = 80,6$ | $\Delta t_1 = 5,4$ |
| Selisih | 217,62 | 113,4 | 104,22 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{104,22}{\ln\left(\frac{109,6}{5,4}\right)} \\ &= 34,6174 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{113,4}{217,62} \\ &= 1,92 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{113,4}{303,6 - 80,6} \\ &= 0,5085 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,7125$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,7125 \times 34,6174 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 113,8645 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{303,6 + 86}{2}$$

$$= 346,62 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= \frac{194 + 80,6}{2}$$

$$= 234,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan U_D

Pada tahap pendinginan Isopropil benzena digunakan air pendingin, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 50-125$, diambil harga $U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= \frac{499.007,35 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 24,6649 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 200,3145 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 4-8 *Shell and Tube Heat Exchanger*.

5. Menghitung jumlah *tube* (N_t)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 0,62 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface area (a''t)} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Direncanakan panjang *tube*, $L = 16 \text{ ft}$

$$\text{Jarak Baffle (B)} = 0,85 \times \text{ID Shell}$$

$$= 0,85 \times 13,25 \text{ in}$$

$$= 11,25 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C)} = \text{Pitch} - \text{OD Tube}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \\
 &= \frac{202,3145}{16 \times 0,1963} \\
 &= 64 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 64 \text{ tube}$, dengan OD tube 1 in, 3/4 in *square pitch* untuk 8 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \text{ in}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{Square pitch}$$

$$\text{ID Shell} = 17,25 \text{ in}$$

6. Koreksi *design overall coefficient of heat transfer*, U_D

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\
 &= 64 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 202,3145 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{499.007,35 \text{ btu/hr}}{202,3145 \text{ ft}^2 \times 24,6649^\circ\text{F}} \\
 &= 100 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

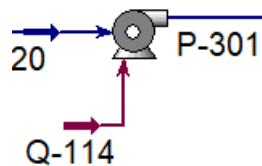
Dari hasil diatas maka nilai U_D sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

Tabel C.23 Spesifikasasi *Cooler* (C-302)

| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Cooler</i> (C-302) |
| Fungsi | Menurunkan suhu produk isopropil benzena dari suhu 150 °C menjadi 30 °C sebelum memasuki tangki produk (T-301). |
| Bentuk | 4 – 8 <i>shell and tube heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |

| | |
|----------------------|--|
| Jumlah <i>Passes</i> | <i>Shell Side = 4 Passes</i> <i>Tube Side = 8 Passes</i> |
| Dimensi | ID Shell = 13,25 Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 0,75 in ,16 ID tube = 0,62 in |
| Pitch | 1 in, <i>Square</i> |
| Jumlah | 1 Unit |

C.16 Pompa (P-301)



Gambar C.16 Pompa (P-301)

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Menaikkan Tekanan produk isopropil benzena dari 1 atm menjadi 1,2 atm menuju tangki produk (T-301) |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 30 °C |
| | Temperatur keluar = 30,76 °C |
| | Tekanan masuk = 1 atm = 2.116,22lb/ft ² |
| | Tekanan keluar = 1,2 atm = 2.539,46lb/ft ² |

| | | |
|--------|-------------------------------|------------------------------|
| | Laju alir | = 3.188,45 kg/jam |
| | | = 7.029,32 lb/jam |
| | Density, ρ masuk | = 605,3425 kg/m ³ |
| | | = 1,6780lb/ft ³ |
| Tipe | : <i>Centrifugal Pump</i> | |
| Jumlah | : 2 unit (1 ready 1 stand by) | |

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,1 x 3.188,45 kg/jam

= 3.507,29 kg/jam

$$Q = \frac{FV \text{ design}}{\rho}$$

$$= \frac{3.507,29 \text{ kg/jam}}{618,9362 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,6666 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$Q = \frac{\text{massa}}{\rho}$$

$$= \frac{7.029,32 \text{ lb/jam}}{38,6389 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 36.181,92 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0505 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$ID_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0505 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (38,6389 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 1,6367 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.24 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

| Karakteristik | In | Meter |
|---------------|-------|----------------------|
| NPS | 5 | 0,127 |
| Sch | 40 | 1,016 |
| OD | 5,563 | 0,1413 |
| ID | 5,047 | 0,181 (0,4204 ft) |

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\ &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,1281\right)^2 \\ &= 0,0129 \text{ m}^2 \\ &= 0,1388 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0505 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,1388 \text{ ft}^2} \\ &= 0,3639 \text{ ft/det} \\ &= 0,1109 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{38,6389 \text{ lb/ft}^3 \times 0,3639 \text{ ft/s} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0004 \text{ lb/ft.s}} \end{aligned}$$

$$= 12.682,45 > 4.200 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,1281 m

Roughness, $\epsilon = 0,000046$ (untuk pipa *commercial steel*)

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1281 \text{ m}}$$

$$= 0,0003 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,007$

Tabel C.25 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

| Jenis | Jumlah | kf | Le/D |
|-------------------------|--------|------|------|
| Elbow 90° | 4 | 0,75 | 35 |
| Tee | 0 | 1 | 50 |
| Gate valve (wide open) | 1 | 0,17 | 9 |
| Globe valve (wide open) | 1 | 5 | 300 |
| Check valve (swing) | 1 | 2 | 100 |

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

a. Digunakan 4 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$Le/D = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$Le = 4 \times 2,915 \times 0,4204 \text{ ft}$$

$$= 4,9028 \text{ ft}$$

b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$Le/D = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$Le = 1 \times 24,99 \times 0,4204 \text{ ft}$$

$$= 10,5061 \text{ ft}$$

c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$Le/D = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$Le = 1 \times 0,7497 \times 0,4204 \text{ ft}$$

$$= 0,3151 \text{ ft}$$

d. Digunakan 1 buah *check valve (swing)*

$$Le/D = 100 \text{ in (8,33 ft)}$$

$$Le = 1 \times 8,33 \times 0,4204 \text{ ft}$$

$$= 3,5020 \text{ ft}$$

Panjang ekivalen, $\Sigma Le = 117,6462 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss* pada *tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \frac{(0,3639)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0011 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. Friksi pada pipa lurus

$$N_{re} = 12.682,45$$

$$ID = 0,4204 \text{ ft}$$

$$f = 0,015$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 4 (0,007) \frac{98,42}{0,1722 \text{ ft}} \frac{(0,3639)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0289 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

$$\text{Jumlah elbow} = 4$$

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} H_f &= \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \\ &= 4 \times 0,75 \times \frac{(0,3639)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0061 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

d. Friksi karena pipa *tee*

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 1$$

$$\begin{aligned} H_f &= \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

e. Friksi pada gate valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{(0,3639)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0003 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 6 \times \frac{(0,3639)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0123 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 2 \times \frac{(0,3639)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0229 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2 \\ A_2 &= \text{luas penampang yang lebih kecil} \\ A_1 &= \text{luas penampang yang lebih besar} \\ A_2/A_1 &= 0 \\ K_{ex} &= 1 \\ H_e &= K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right) \\ &= 1 \left(\frac{(0,3639)^2}{2 (32,174)} \right) \\ &= 0,0026 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}\Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 0,0396 \text{ ft lbf/lbm}\end{aligned}$$

5. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\begin{aligned}(\Delta z \frac{g}{g_c}) + (\frac{\Delta v^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ W_s &= (1,31 \times \frac{32,174}{32,174}) + (\frac{(0,3639)^2}{2 \times 1}) + (\frac{2.539,46 - 2.116,22}{37,7903}) + 0,0396 \\ &= 53,3572 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned}W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{53,3572}{0,75} \\ &= 71,1430 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

8. Daya Pompa

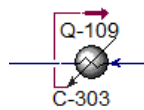
$$\begin{aligned}P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\ &= 1,9525 \text{ lb/s} \times 71,1430 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 0,25 \text{ hp} \\ &= 0,18 \text{ kW}\end{aligned}$$

Tabel C.26 Spesifikasi Pompa (P-301)

| | |
|------------------|---|
| Alat | Pompa (P-301) |
| Fungsi | Menaikkan Tekanan produk isopropil benzena dari 1 atm menjadi 1,2 atm menuju tangki produk (T-301). |
| Bentuk | <i>Centrifugal pump</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i> |

| | |
|-----------------|---------|
| Efisiensi Pompa | 75 % |
| Power Motor | 0,25 Hp |
| Kebutuhan Daya | 0,18 kW |

C.17 Cooler (C-303)



Gambar C.17 Cooler (C-303)

Nama = *Cooler*
 Kode = C-303
 Jenis = *Double Pipe Heat Exchanger*
 Fungsi = Menurunkan suhu keluaran menara distilasi I (MD-301) dari suhu 109°C menjadi 30°C sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302).

Kondisi Operasi

Fluida Panas = Benzena, propilena, dan propana.

= Suhu Masuk (T_1) = 109 °C = 228,2 °F

Suhu Keluar (T_2) = 30 = 86 °F

Laju Alir (W_1) = 141,59 kg/hr = 312,1283 lb/hr

Fluida Dingin = Air pendingin

= Suhu Masuk (t_1) = 27 °C = 80,6 °F

Suhu Keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F

Laju Alir (W_1) = 52,567 kg/hr = 115.890,41 lb/hr

Kapasitas Panas (Q) = 14.387,81 kJ/hr

= 13.637,01 btu/hr

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|---------------------|
| Tinggi | $T_1 = 228,2$ | $t_2 = 194$ | $\Delta t_2 = 34,2$ |
| Rendah | $T_2 = 86$ | $t_1 = 80,6$ | $\Delta t_1 = 5,4$ |
| Selisih | 142,20 | 113,40 | 147,20 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{28,80}{\ln\left(\frac{34,2}{5,4}\right)} \\ &= 15,6028 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{142,20}{113,40} \\ &= 1,2539 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{113,40}{228,2 - 80,6} \\ &= 0,7683 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,6881$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,6881 \times 15,6028 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 10,7363 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{228,2 + 86}{2}$$

$$= 157,10 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= \frac{194 + 80,6}{2}$$

$$= 137,30 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap pendinginan digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 75 - 150$, diambil harga $U_D = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= \frac{13.637,01 \text{ btu/hr}}{75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 10,7363 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 16,9358 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) $< 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = Air pendingin berada di annulus

Fluida Panas = Bahan berada di pipa

Tabel C.27 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | Pipa | | |
|---------|---|---------------------------|--------|---|---------------------------|
| IPS | = | 8 in | IPS | = | 6 in |
| Sch No | = | 40 | Sch No | = | 40 |
| OD | = | 8,625 in | OD | = | 6,625 in |
| ID | = | 7,982 in | ID | = | 6,065 in |
| a'' | = | 2,258 ft ² /ft | a'' | = | 1,734 ft ² /ft |

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{10,75}{12}$$

$$= 0,8958 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{10,02}{12}$$

$$= 0,835 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0826 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, D_e :

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,1260 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,6650 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,3472 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung *Mass Velocity* (G)

Annulus:

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{115,89}{0,0826}$$

$$= 1.402.106,51 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$= \frac{312,148}{0,3472}$$

$$= 898,9577 \text{ lb/hr.ft}^2$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 137,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,41 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,9922 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$= 178.193,63$$

Pipa :

$$T_{\text{avg}} = 157,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,010 \text{ cp} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,02 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re_p = \frac{De \times G_p}{\mu}$$

$$= 26.006,17$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 70 , dan untuk pipa diperoleh = 650 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 137,3^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1,034 \text{ btu/(lb.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,381 \text{ btu/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 2,69$$

Pipa:

$$T_{avg} = 157,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,5675 \text{ btu}/(\text{lb}\cdot^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,010 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 1,27$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)

Annulus:

$$Pr = (2,69)^{1/3}$$

$$= 1,39$$

$$h_o = J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) Pr$$

$$= 294,25 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F})$$

Pipa:

$$Pr = (1,27)^{1/3}$$

$$= 1,08$$

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{D} \right) Pr$$

$$= 10,89 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F})$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$ID = 7,981 \text{ in}$$

$$= 0,6650 \text{ ft}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$= 0,71875 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 10,89 \left(\frac{0,6650}{0,7187} \right)$$

$$= 10,08 \text{ btu}/(\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F})$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{10,08 \times 294,25}{10,08 + 294,25} \\
 &= 9,74 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu} \quad (\text{Kern, Tabel 8})$$

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_C} + R_d \\
 &= \frac{1}{9,74} + 0,001
 \end{aligned}$$

$$= 0,1036$$

$$U_D = 9,65 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{13,637,01}{9,65 \times 15,6028} \\
 &= 90,5649 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$a'' = 2,258 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang Pipa :

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} \\
 &= 40,1084 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$\text{Diambil } L_h = 12 \text{ ft}$$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times L_h}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{40,4358}{2 \times 12} \\
 &= 1,6711 \\
 &= 2 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 L_{kor} &= 2 \times L_h \times \text{hairpin} \\
 &= 2 \times 12 \times 2 \\
 &= 48 \text{ ft linier}
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$\begin{aligned}
 A &= L_{kor} \times a'' \\
 &= 48 \times 2,258 \\
 &= 108,384 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

16. Menghitung Actual Design Overall Coefficient (U_D aktual)

$$\begin{aligned}
 U_{Daktual} &= \frac{Q}{A \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{13,637,01}{108,384 \times 15,6028} \\
 &= 8,06 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

17. Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{9,74 - 8,06}{9,74 \times 8,06} \\
 &= 0,021 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}
 \end{aligned}$$

R_d yang diperlukan = 0,001 hr.ft².°F/btu

(Kern, Tabel 8)

$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}}$ (memenuhi)

18. Menghitung Pressure Drops (ΔP)**Annulus:**

$$\begin{aligned} D_e' &= D_2 - D_1 \\ &= 0,8958 - 0,835 \\ &= 0,0608 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Re_a = 208.036,12$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right) \\ &= 0,0050 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'} \\ &= \frac{4 \times 0,0050 \times (1.402.106,51)^2 \times 48}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (54,0907)^2 \times 0,0608} \\ &= 12,7891 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_a &= \frac{Ga}{\rho \times 3600} \\ &= \frac{1.402.106,51}{54,0907 \times 3600} \\ &= 7,20 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_i &= 2 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right) \\ &= 2 \times \left(\frac{7,20^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 1,6101 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{1}{2} \times \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \times \rho}{144} \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{(12,78 + 1,6101) \times 54,0907}{144} \\ &= 2,70 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_a untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

Pipa:

$$Re_a = 26.006,17$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\rho = 1 \text{ lb/ft}$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e^5}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (898,9577)^2 \times 48}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1)^2 \times 0,6650}$$

$$= 0,0001 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,0001 \times 1}{144}$$

$$= 0,0020 \text{ Psi}$$

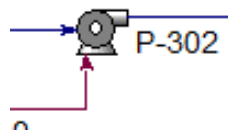
ΔP_p untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tabel C.28 Spesifikasi *Cooler*(C-303)

| | |
|------------------|--|
| Alat | <i>Cooler (C-303)</i> |
| Fungsi | Menurunkan suhu keluaran menara distilasi I (MD-301) dari suhu 147°C menjadi 30°C sebelum memasuki menara distilasi II (MD-302). |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <i>Annulus :</i> IPS = 10 in |

| | |
|--------|---|
| | Sch No. 40 OD = 10,75 in ID = 10,02 in <i>Inner pipe :</i> IPS = 8 in Sch No. 40 OD = 8,625 in ID = 7,981 in Jumlah <i>hairpin</i> = 2 buah Panjang 1 pipa = 40 ft |
| Jumlah | 1 Unit |

C.18 Pompa (P-302)



Gambar C.18 Pompa (P-302)

| | |
|-----------------|---|
| Fungsi | : Menaikkan Tekanan bahan baku benzena recycle untuk masuk ke <i>cooler</i> (C-304) dari tekanan 1 atm menjadi 1,2 atm. |
| Kondisi Operasi | : Temperature masuk = 77,3 °C Temperatur keluar = 77,5 °C Tekanan masuk = 1 atm |

| | | |
|--------|-----------------------|--------------------------------|
| | | = 2.116,22lb/ft ² |
| | Tekanan keluar | = 1,2 atm |
| | | = 2.539,46lb/ft ² |
| | Laju alir | = 88,5693 kg/jam |
| | | = 195,2618 lb/jam |
| | Density, ρ masuk | = 609,8430 kg/m ³ |
| | | = 38,071,25 lb/ft ³ |
| Tipe | : | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Jumlah | : | 2 unit (1 ready 1 stand by) |

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV design = 1,1 x 8,5693 kg/jam
= 97,4262 kg/jam

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\
 &= \frac{97,4264 \text{ kg/jam}}{609,8430 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,1597 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{195,2618 \text{ lb/jam}}{38,0712 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 51.288,516 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0014 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned} ID_{opt} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0014 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (38,07125 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,3278 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.29 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

| Karakteristik | In | Meter |
|---------------|------|-----------------------|
| NPS | 1,25 | 0,0317 |
| Sch | 40 | 1,016 |
| OD | 1,66 | 0,0421 |
| ID | 1,38 | 0,0350 (0,1149 ft) |

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\ &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,0350\right)^2 \\ &= 0,0009 \text{ m}^2 \\ &= 0,0103 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0014 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0103 \text{ ft}^2} \\ &= 0,1372 \text{ ft}/\text{det} \\ &= 0,0418 \text{ m}/\text{s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{38,0712 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1372 \text{ ft/s} \times 0,01149 \text{ ft}}{0,00005 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 10.693,90 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \alpha = 1$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,0158 m

Roughness, $\epsilon = 0,000046$ (untuk pipa *commercial steel*)

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0350 \text{ m}}$$

$$= 0,0013 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0088$

Tabel C.30 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaian

| Jenis | Jumlah | kf | Le/D |
|-------------------------|--------|------|------|
| Elbow 90° | 4 | 0,75 | 35 |
| Tee | 0 | 1 | 50 |
| Gate valve (wide open) | 1 | 0,17 | 9 |
| Globe valve (wide open) | 1 | 5 | 300 |
| Check valve (swing) | 1 | 2 | 100 |

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

a. Digunakan 4 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$Le/D = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$Le = 4 \times 2,915 \times 0,1149 \text{ ft}$$

$$= 1,3405 \text{ ft}$$

b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$Le/D = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$Le = 1 \times 24,99 \times 0,1149 \text{ ft}$$

$$= 2,8727 \text{ ft}$$

c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$Le/D = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$\begin{aligned} Le &= 1 \times 0,7497 \times 0,1149 \text{ ft} \\ &= 0,0861 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Digunakan 1 buah *check valve (swing)*

$$Le/D = 100 \text{ in (8,33 ft)}$$

$$\begin{aligned} Le &= 1 \times 8,33 \times 0,1149 \text{ ft} \\ &= 0,9575 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang ekuivalen, $\Sigma Le = 103,6770 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss* pada *tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \frac{(0,1372)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0001 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. Friksi pada pipa lurus

$$N_{re} = 10.693,90$$

$$ID = 0,1149 \text{ ft}$$

$$f = 0,0088$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 4 (0,0088) \frac{98,42}{0,1149 \text{ ft}} \frac{(0,1372)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0088 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

$$\text{Jumlah elbow} = 4$$

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} H_f &= \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \\ &= 4 \times 0,75 \times \frac{(0,1372)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0008 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

d. Friksi karena pipa *tee*

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 1$$

$$H_f = \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right)$$

$$= 0 \text{ J/kg}$$

e. Friksi pada gate valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g c} \right)$$

$$= 1 \times 0,17 \times \frac{(0,1372)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 4,97521\text{E-}05 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Friksi pada globe valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g c} \right)$$

$$= 1 \times 6 \times \frac{(0,1372)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0017 \text{ ft.lbf/lbm}$$

g. Friksi pada check valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g c} \right)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(0,1372)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0005 \text{ ft.lbf/lbm}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2$$

A2 = luas penampang yang lebih kecil

A1 = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$H_e = K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g c} \right)$$

$$= 1 \left(\frac{(0,1372)^2}{2 (32,174)} \right)$$

$$= 0,0030 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}\Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 0,0125 \text{ ft lbf/lbm}\end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}W_s &= \left(1,33 \times \frac{32,174}{32,174}\right) + \left(\frac{(0,1372)^2}{2 \times 1}\right) + \left(\frac{2.539,46 - 2.116,22}{37,7903}\right) + 0,0125 \\ &= 54,1251 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned}W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{54,1251}{0,75} \\ &= 72,1668 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

8. Daya Pompa

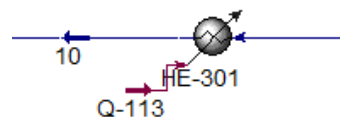
$$\begin{aligned}P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\ &= 0,0542 \text{ lb/s} \times 72,1668 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 0,0071 \text{ hp} \\ &= 0,0052 \text{ kW}\end{aligned}$$

Tabel C.31 Spesifikasi Pompa (P-302)

| | |
|--------|---|
| Alat | Pompa (P-302) |
| Fungsi | Menaikkan Tekanan bahan baku benzena recycle untuk masuk ke <i>cooler</i> (C-304) dari tekanan 1 atm menjadi 1,2 atm. |

| | |
|------------------|--|
| Bentuk | <i>Centrifugal pump</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i> |
| Efisiensi Pompa | 75 % |
| Power Motor | 0,0071 Hp |
| Kebutuhan Daya | 0,0052 kW |

C.19 Heat Exchanger (HE-301)



Gambar C.19 Heat Exchanger (HE-301)

Nama = Heat Exchanger
 Kode = HE-301
 Jenis = *Double Pipe Heat Exchanger*
 Fungsi = Menaikkan suhu benzena *recycle* dari 77°C menjadi 90°C.

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*
 = Suhu Masuk (T_1) = 400 °C = 752 °F
 = Suhu Keluar (T_2) = 387 °C = 728,6 °F
 = Laju Alir (W_1) = 56,9977 kg/hr = 125,65844,04 lb/hr

Fluida Dingin = Benzena

= Suhu Masuk (t_1) = 77,3 °C = 171,14 °F
 = Suhu Keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F
 = Laju Alir (W_1) = 88,57 kg/hr = 195,2619,15 lb/hr
 = Kapasitas Panas (Q) = 6.961,81 kJ/hr

$$= 6.598,52 \text{ btu/hr}$$

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|----------------|-------------------|--------------------|----------------------|
| Tinggi | $T_1 = 752$ | $t_2 = 194$ | $\Delta t_2 = 558$ |
| Rendah | $T_2 = 728,6$ | $t_1 = 171,1$ | $\Delta t_1 = 557,5$ |
| Selisih | 23,40 | 22,86 | 0,54 |

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{0,54}{\ln\left(\frac{558}{557,5}\right)} \\ &= 557,73 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{23,40}{22,86} \\ &= 1,0236 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{22,86}{752 - 171,1} \\ &= 0,0394 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,9970$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,9970 \times 557,73 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 556,0568 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{752 + 728,6}{2} & &= \frac{194 + 171,1}{2} \\
 &= 740,30 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 182,57 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap memanaskan Metanol digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 100\text{-}200$, diambil harga $U_D = 100$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{6.598,52 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 556,0568^\circ\text{F}} \\
 &= 0,1887 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) < 200 ft², maka direncanakan tipe *Double Pipe Heat Exchanger* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965)

Fluida dingin = Propilena berada di annulus

Fluida Panas = *Steam* berada di pipa

Tabel C.32 Spesifikasi *double pipe* yang digunakan (Kern, Tabel 6.2 dan 11, 1965)

| Annulus | | | Pipa | | |
|---------|---|---------------------------|--------|---|---------------------------|
| IPS | = | 8 in | IPS | = | 6 in |
| Sch No | = | 40 | Sch No | = | 40 |
| OD | = | 8,625 in | OD | = | 6,625 in |
| ID | = | 7,981 in | ID | = | 6,065 in |
| a'' | = | 2,258 ft ² /ft | a'' | = | 1,734 ft ² /ft |

5. Menghitung *Flow Area* (a)

Annulus:

$$D_2 = \frac{8,625}{12}$$

$$= 0,718 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{7,981}{12}$$

$$= 0,665 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,058 \text{ ft}^2$$

Diameter *equivalent*, De :

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,111 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = \frac{6,065}{12}$$

$$= 0,505 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= 0,20 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung *Mass Velocity* (G)

Annulus:

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{195,26}{0,0582}$$

$$= 3.349,34 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$\begin{aligned}
 G_p &= \frac{W}{a_p} \\
 &= \frac{125,658}{0,200} \\
 &= 626,64 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

7. Menghitung bilangan Reynold (Re)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 182,57 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,28 \text{ cp} && \text{(Kern, Fig. 15)} \\
 &= 0,6776 \text{ lb/hr.ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_a &= \frac{De \times G_a}{\mu} \\
 &= 551,95
 \end{aligned}$$

Pipa :

$$T_{\text{avg}} = 673,34 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,024 \text{ cp} && \text{(Kern, Fig. 15)} \\
 &= 0,06 \text{ lb/hr.ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_p &= \frac{De \times G_p}{\mu} \\
 &= 5.453,13
 \end{aligned}$$

8. Menentukan J_H (*Heat Transfer Factor*)

Untuk *heat transfer factor* dari Annulus diperoleh = 90, dan untuk pipa diperoleh = 310 (Kern, Fig. 24).

9. Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus:

$$T_{\text{avg}} = 182,57 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1,034 \text{ btu/(lb.} ^\circ\text{F)} \quad \text{(Kern, Fig. 15)}$$

$$k = 0,092 \text{ btu/(hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F)} \quad \text{(Kern, Tabel. 5)}$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 7,62 \end{aligned}$$

Pipa:

$$T_{avg} = 740,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,56 \text{ btu}/(\text{lb.}^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$k = 0,032 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, Tabel. 5})$$

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 1,05 \end{aligned}$$

10. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_i dan h_o)**Annulus:**

$$\begin{aligned} Pr &= (7,62)^{1/3} \\ &= 1,97 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= J_H \left(\frac{k}{D_e} \right) Pr \\ &= 145,89 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Pipa:

$$\begin{aligned} Pr &= (1,05)^{1/3} \\ &= 1,02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= J_H \left(\frac{k}{D} \right) Pr \\ &= 19,61 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

11. Koreksi h_i Ke Permukaan Pada Diameter Luar Pipa

$$\begin{aligned} ID &= 6,065 \text{ in} \\ &= 0,505 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= 6,625 \text{ in} \\ &= 0,552 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) \\ &= 19,61 \left(\frac{0,505}{0,552} \right) \end{aligned}$$

$$= 17,96 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F})$$

12. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_C)

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\ &= \frac{17,96 \times 145,89}{17,96 + 145,89} \\ &= 15,99 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F}) \end{aligned}$$

13. Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$R_d = 0,001 \text{ hr}.\text{ft}^2.\text{°F}/\text{btu} \quad (\text{Kern, Tabel 8})$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_C} + R_d \\ &= \frac{1}{14,80} + 0,001 \\ &= 0,0635 \end{aligned}$$

$$U_D = 15,74 \text{ btu}/(\text{hr}.\text{ft}^2.\text{°F})$$

14. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas yang Diperlukan

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{6.598,52}{15,74 \times 557,73} \\ &= 0,7517 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang Pipa :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a''} \\ &= 0,4335 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$\text{Diambil } L_h = 12 \text{ ft}$$

Hairpin terdiri dari 2 pipa ($n = 2$), maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times L_h}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,4335}{2 \times 12} \\
 &= 0,0180 \text{ ft} \\
 &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Koreksi Panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 L_{\text{kor}} &= 2 \times L_h \times \text{hairpin} \\
 &= 2 \times 12 \times 1 \\
 &= 24 \text{ ft linier}
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Tersedia Sebenarnya

$$\begin{aligned}
 A &= L_{\text{kor}} \times a'' \\
 &= 24 \times 1,734 \\
 &= 41,616 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

16. Menghitung Actual Design Overall Coefficient (U_D aktual)

$$\begin{aligned}
 U_{\text{Daktual}} &= \frac{Q}{A \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{6.598,52}{41,616 \times 557,73} \\
 &= 0,28 \text{ btu}/(\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

17. Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{15,99 - 0,28}{15,99 \times 0,28} \\
 &= 3,455 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{btu}
 \end{aligned}$$

R_d yang diperlukan = 0,001 hr.ft².°F/btu

(Kern, Tabel 8)

$R_{d\text{hitung}} > R_{d\text{diperlukan}}$ (memenuhi)

18. Menghitung Pressure Drops (ΔP)

Annulus:

$$\begin{aligned}
 D_e' &= D_2 - D_1 \\
 &= 0,718 - 0,665
 \end{aligned}$$

$$= 0,053 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_a = 641,96$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(\text{Re})^{0,42}} \right)$$

$$= 0,02$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times \text{Ga}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e^5}$$

$$= \frac{4 \times 0,02 \times (3.349,34)^2 \times 24}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (54,0907)^2 \times 0,053}$$

$$= 0,0002 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{\text{Ga}}{\rho \times 3600}$$

$$= \frac{3.349,34}{54,0907 \times 3600}$$

$$= 0,02 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_i = 2 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right)$$

$$= 2 \times \left(\frac{0,02^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} \times \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{(0,0002 + 0,001) \times 54,0907}{144}$$

$$= 0,19 \text{ Psi}$$

ΔP_a untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

Pipa:

$$\text{Re}_a = 5.453,13$$

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{(\text{Re})^{0,42}} \right)$$

$$= 0,01$$

$$\rho = 1 \text{ lb/ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e'} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times (626,6468)^2 \times 24}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (1)^2 \times 0,505} \\ &= 0,0009 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= \frac{0,0009 \times 1}{144} \\ &= 0 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_p untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tabel C.33 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-301)

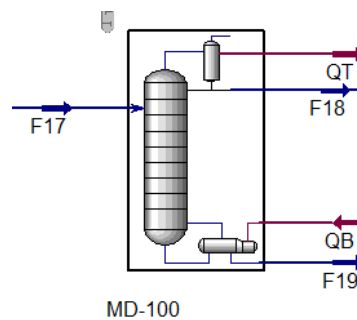
| | |
|------------------|---|
| Alat | <i>Heat Exchanger</i> (HE-301) |
| Fungsi | Menaikkan suhu benzena <i>recycle</i> dari 77°C menjadi 90°C. |
| Bentuk | <i>Double pipe heat exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon steel SA-51670</i> |
| Dimensi | <p><i>Annulus :</i></p> <p>IPS = 8 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 8,625 in</p> <p>ID = 7,891 in</p> <p><i>Pressure Drops</i> = 0,19 Psi</p> |

| | |
|--------|---|
| | <p><i>Inner pipe :</i></p> <p>IPS = 6 in</p> <p>Sch No. 40</p> <p>OD = 6,625 in</p> <p>ID = 6,065 in</p> <p><i>Pressure Drops = 0 Psi</i></p> <p>Jumlah <i>hairpin</i> = 1 buah</p> <p>Panjang 1 pipa = 12 ft</p> |
| Jumlah | 1 Unit |

C.20 Menara Distilasi I (MD-302)

Fungsi : Memisahkan benzena *recycle* dengan impuritis berupa propana dan propilena.

Jenis : Menara Distilasi Tray (*Plate Column*)



Gambar C.20 Menara Distilasi I (MD-302).

1. Tinggi Weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 12 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan adalah 50 mm (Coulson, 1983)

Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (Coulson, 1983).

2. Diameter Hole (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 15 mm (Coulson, 1983).

Diameter *hole* yang digunakan = 5 mm (Coulson, 1983).

3. Tebal tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal tray yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal tray yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara fraksinasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal tray yang digunakan = 5 mm. (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

4. Layout tray

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal. 465), untuk $lw/Dc = 0,725$, maka $\theta_c = 90^\circ$.

a. Derajat tray edge

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 180^\circ - 90^\circ \\ &= 90^\circ\end{aligned}$$

$$Lh/Dc = 0,03$$

b. Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$\begin{aligned}L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (Dc - hw) \\ &= \frac{90}{180} \times \frac{22}{7} \times (0,012 - 0,05) \\ &= 2,3383 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Luas unperforated edge strips

$$\begin{aligned}(A_{up}) &= hw \times L_{av} \\ &= 0,012 \times 2,3383 \text{ m} \\ &= 0,0281 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Luas calming zone

$$\begin{aligned}(A_{cz}) &= 2 \times hw \times (lw - (2 \times hw)) \\ &= 2 \times 0,012 \times (1,14 - (2 \times 0,012)) \\ &= 0,0268 \text{ m}^2\end{aligned}$$

e. Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned}
 A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\
 &= 1,344 - (0,0281 + 0,0268) \\
 &= 1,2875 \text{ m}^2 \\
 \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,040}{1,2875} \\
 &= 0,036
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 11.33, hal, 466, Coulson, didapatkan nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 2,5$$

f. *Hole pitch*

$$\begin{aligned}
 I_p &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\
 &= 2,5 \times 5 \\
 &= 12,5 \text{ mm} \\
 &= 0,0125 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. *Jumlah holes*

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$\begin{aligned}
 \text{Luas 1 lubang (Aoh)} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\
 &= \frac{22}{7} \times \frac{1}{4} \times (5 \text{ mm})^2 \\
 &= 19,625 \text{ mm}^2 \\
 &= 1,9625 \times 10^{-4} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{A_{oh}} \\
 &= \frac{0,040 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-4} \text{ m}^2} \\
 &= 205 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

5. Spesifikasi Weir

| | | |
|-----------------------------|------------|----------------|
| Diameter tray (D_c) | = 1,5 m | (Coulson,1983) |
| Diameter lubang (d_h) | = 0,005 m | (Coulson,1983) |
| <i>Hole pitch</i> (I_p) | = 0,0125 m | |
| Jumlah hole | = 205 | |
| <i>Tray spacing</i> | = 0,6 m | (Coulson,1983) |
| <i>Tray thickness</i> | = 0,003 m | (Coulson,1983) |

| | | |
|---------------------|-----------|----------------|
| Panjang <i>weir</i> | = 1,2 m | (Coulson,1983) |
| Tinggi <i>weir</i> | = 0,012 m | (Coulson,1983) |
| Panjang <i>weir</i> | = 1,14 m | (Coulson,1983) |

6. Mechanical Design

a. Menentukan Tebal *Shell*

Data perhitungan:

$$\text{Poperasi} = 264 \text{ Psia} \quad (\text{Coulson,1983})$$

$$P_{\text{design}} = 1,2$$

$$= 1,2 * 264 \text{ Psia}$$

$$= 316,8 \text{ Psia}$$

Material *carbon Steel* SA-285 Grade C (alasan pemilihan material: tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat pada tekanan vakum) Data perhitungan:

$$P = \text{Tekanan } design = 0,0226 \text{ psia}$$

$$r_i = \text{Jari-jari } design = 29,528 \text{ in}$$

$$F = \text{Allowable } stress = 13.300 \text{ psia (Brownel \& Young, 1959)}$$

$$C = \text{Faktor korosi} = 0,02 \text{ in/tahun (Brownel \& Young, 1959)}$$

$$N = \text{Umur alat} = 15 \text{ tahun}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85 \text{ (Brownel \& Young, 1959)}$$

$$a = 2$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P \times r_i}{a \times F \times E - 1,2 \times P} + n.c \\ &= \frac{295,8 \text{ psia} \times 29,53}{2 \times 13.300 \text{ psia} \times 0,85 - 1,2 \times 52,2 \text{ psia}} + 10 (0,02) \text{ in} \\ &= 0,6149 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell*: ½ in (Brownel, 1959)

b. Menentukan Tebal *Head*

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$= 59,055 + (2 \times 0,6149)$$

$$= 60,2847 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young:

$$icr = 1,88 \text{ in}$$

$$rc = 30 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$= \left(3 + \sqrt{\frac{1,88}{30}} \right)$$

$$= 1,749 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times \epsilon - 0,2 \times P}$$

$$= \frac{295,8 \times 30 \times 1,749}{2 \times 13.300 \times 0,85 - 0,2 \times 52,2}$$

$$= 0,688 \text{ in}$$

t *head* standar = 1,75 in maka tebal yang digunakan:

$$t \text{ head} = 1,75 \text{ in}$$

Untuk tebal *head* 1,75 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka:

$$sf = 4,5 - 1,5$$

$$\text{Diambil } sf = 4 \text{ in}$$

$$b = \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2}$$

$$= 24,867 \text{ in}$$

$$= 0,63 \text{ m}$$

c. Tinggi *Head* (OA)

$$sf = 4 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,688 + 24,867 + 4$$

$$= 29,56 \text{ in}$$

$$= 0,751 \text{ m}$$

$$AB = ri - icr$$

$$= 29,528 - 1,88$$

$$= 27,648 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,6912 \text{ m} \\
 \text{BC} &= rc - icr \\
 &= 30 - 1,88 \\
 &= 28,12 \text{ in} \\
 &= 0,714 \text{ m} \\
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{28,12^2 - 27,648^2} \\
 &= 5,133 \text{ in} \\
 &= 0,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. *Head Menara*

Dari perhitungan:

$$\text{Diameter kolom} = \text{ID} = \text{Dc} = 1,5 \text{ m} \quad (\text{Hysys, V10})$$

$$\text{Luas kolom} = 1,264 \text{ m} \quad (\text{Hysys, V10})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000049 \times \text{Dc}^3 \\
 &= 0,000049 \times 1,5^3 \\
 &= 1,654 \times 10^{-4} \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\
 &= 3,14/4 \times 1,5^2 \times 0,1016 \\
 &= 0,1794 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head total} &= \text{V head tanpa sf} + \text{V head pada sf} \\
 &= 1,654 \times 10^{-4} \text{ m}^3 + 0,1782 \text{ m}^3 \\
 &= 0,1796 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2.\text{sf} + 2/3.\text{icr} \\
 &= 60,240 + 60,240/24 + 2.0,1008 + 2/3.1,88 \\
 &= 64,2620 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom:

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{L}{\rho l} \\
 &= \frac{4.628,43}{703,1} \\
 &= 6,58 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$= 0,1097 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *tray* terakhir: 3 – 10 menit (Ilich, 1984).

$$V \text{ cairan} = 0,180 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= \frac{V \text{ cairan}}{Q} \\ &= \frac{0,180}{0,1097} \\ &= 1,64 \text{ menit} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{V \text{ cairan}}{\pi/4 \times D_c^2} \\ &= \frac{0,18}{3,14/4 \times 1,5^2} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Total Menara

$$\text{Jarak dari } \textit{tray} \text{ teratas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah } \textit{tray} = 10 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal } \textit{tray} = 0,005 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } \textit{head} \text{ dengan tebal } \textit{head} &= \text{OA} - \text{sf} \\ &= 29,555 \text{ in} - 4 \text{ in} \\ &= 25,555 \text{ in} \\ &= 0,65 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di bawah } \textit{tray} \text{ terbawah} &= H_L + (\text{OA} - \text{sf}) \\ &= 0,10 + 0,65 \\ &= 0,75 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= (\text{jarak dari } \textit{tray} \text{ teratas} + (\text{jumlah } \textit{tray}-1 \times \textit{tray} \text{ spacing}) + \text{tebal} \\ &\quad \textit{Tray} \times \text{jumlah } \textit{tray} + \text{tinggi } \textit{head} \text{ dengan tebal } \textit{head} + \text{tinggi} \\ &\quad \text{dibawah } \textit{tray} \text{ terbawah}) \\ &= (1 + (1,44 \times 0,55) + (14 \times 0,005) + 0,65 + 0,75) \\ &= 8,4615 \text{ m} \\ &= 27,76 \text{ ft} \end{aligned}$$

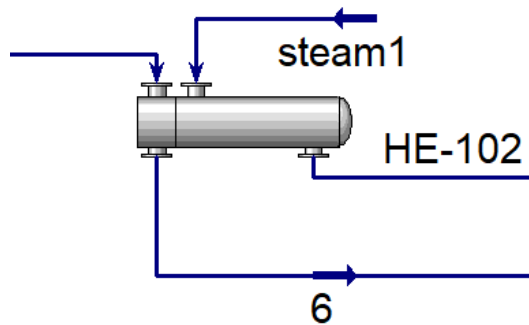
Tabel C.34 Spesifikasi Menara Distilasi II (MD-302)

| | |
|------------------------|--|
| Fungsi | Memisahkan benzena <i>recycle</i> dengan impuritis berupa propilena dan propana. |
| Jenis | Menara Distilasi Tray (<i>Plate Column</i>) |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i> |
| Diameter tray (Dc) | 1,5 m |
| Diameter lubang (dh) | 0,005 m |
| <i>Hole pitch</i> (Ip) | 0,0125 m |
| Jumlah <i>hole</i> | 205 |
| <i>Tray spacing</i> | 0,6 m |
| <i>Tray thickness</i> | 0,003 m |
| Panjang <i>weir</i> | 1,2 m |
| Tinggi <i>weir</i> | 0,012 m |
| Jumlah <i>Tray</i> | 10 Buah |

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN PERANCANAAN ALAT UATAMA

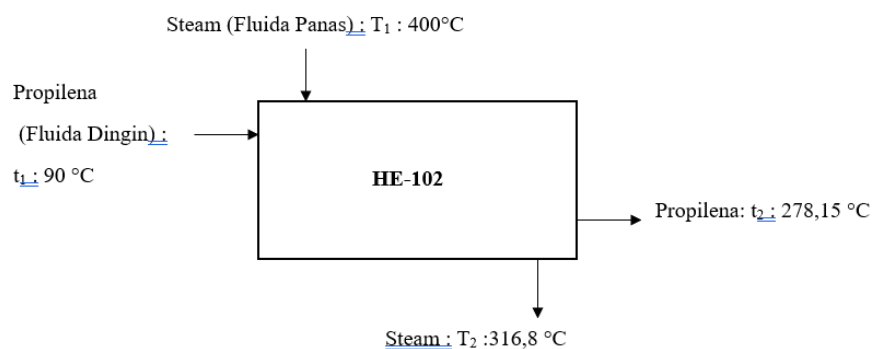
D.1 *Heat Exchanger (HE-102)* (Mhd Akbar Aditya R. / NIM. 190140042)



Gambar D.1 *Heat Exchanger (HE-102)*

- Fungsi : Meningkatkan suhu propilena dari 90°C menjadi $278,15^{\circ}\text{C}$ sebelum memasuki reaktor (R-201).
- Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*
- Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

Diagram suhu:



Gambar D.2 Diagram suhu *Heat Exchanger (HE-102)*

Perhitungan HE-102

1. Fluida Dingin

- a. Laju alir fluida dingin = 1.170,58 kg/jam = 2.580,68 lb/jam
 b. Temperatur awal (t_1) = 90 °C = 194 °F
 c. Temperatur akhir (t_2) = 278,15 °C = 532,67 °F
 d. Panas yang dibutuhkan (Q) = 5.683.955,73 Btu/jam

2. Fluida Panas

- a. Laju alir fluida panas = 12.571,59 kg/jam = 27.715,62 lb/jam
 b. Temperatur awal (T_1) = 400 °C = 752 °F
 c. Temperatur akhir (T_2) = 316,8 °C = 602,24 °F

3. Δt = beda suhu sebenarnya

Tabel D.1 Menentukan temperatur rata-rata (Δt_{LMTD})

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida dingin (°F) | Selisih (°F) |
|------------|-------------------------|-------------------------|--|
| Tinggi | $T_1 = 752$ °F | $t_2 = 532,67$ °F | $\Delta t_2 = 219,3$ °F |
| Rendah | $T_2 = 602,2$ °F | $t_1 = 194$ °F | $\Delta t_1 = 408,2$ °F |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 149,76$ °F | $t_2 - t_1 = 338,67$ °F | $\Delta t_2 - \Delta t_1 = -188,91$ °F |

1. Menghitung $\Delta LMTD$

$$\begin{aligned} \text{a) } LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-188,91}{\ln\left(\frac{219,3}{408,2}\right)} \\ &= 304,0669 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b) } R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{149,76 \text{ °F}}{338,67 \text{ °F}} = 0,44 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\text{c) } S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{338,67 \text{ }^\circ\text{F}}{558 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 0,6069 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari gambar 18 (Kern, 1988), diperoleh nilai $F_T = 0,8984$

$$\Delta T = F_T \cdot \text{LMTD}$$

$$= (0,8984)(304,0669 \text{ }^\circ\text{F})$$

$$= 273,1737 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. Menentukan Temperatur Kalorimetrik (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{752 + 602,2}{2} \qquad = \frac{194 + 532,67}{2}$$

$$= 677,12 \text{ }^\circ\text{F} \qquad = 363,34 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Menentukan U_D

Pada tahap pemanasan digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 100 - 200$, diambil harga $U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$$

$$= \frac{5.683.955,73 \text{ Btu/jam}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 273,1737 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 208,0711 \text{ ft}$$

Karena surface area (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 1-2 *shell and tube heat exchanger*.

5. Menghitung jumlah *tube* (N_t)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD} = 1 \text{ in} = 0,025 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,87 \text{ in} = 0,0220 \text{ m} = 0,0725 \text{ ft}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface/lin ft (a''t)} = 0,2618 \text{ ft}^2$$

Direncanakan panjang *tube*, $L = 16 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= \frac{208,0711}{16 \times 0,1963} \\ &= 66 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 66 \text{ tube}$, dengan OD *tube* 1 in, $1\frac{1}{4}$ in *Triangular pitch* untuk 2 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1\frac{1}{4} \text{ in,}$$

$$\text{Susunan tube} = \textit{Triangular pitch}$$

$$\text{IDs} = 15,25 \text{ in} = 0,3873 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Baffle Space} &= 0,85 \times 15,25 \text{ in} \\ &= 13 \text{ in} = 0,3302 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C'' &= P_T - \text{OD tube} \\ &= 1\frac{1}{4} \text{ in} - 1 \\ &= 0,25 \text{ in} = 0,0063 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Koreksi design overall coefficient of heat transfer, U_D

$$\begin{aligned} A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\ &= 66 \times 16 \times 0,1963 \\ &= 208,0711 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{5.683.955,73}{208,0711 \times 273,1737} \\ &= 100 \text{ btu/jam Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Karena U_D sesuai asumsi, maka dari tabel 9 (Kern,1965), diperoleh data berikut:

| Bagian <i>Shell</i> | Bagian <i>Tube</i> |
|----------------------|---|
| ID = 15,25 in | Jumlah dan panjang <i>tube</i> = 66 dan 16 ft |
| Baffle Space = 13 in | OD, BWG, Pitch = 1 in, 16, 1 ¹ / ₄ in |
| Pass = 1 | Pass = 2 |

7. Analisa Kinerja HE

Analisa kinerja HE meliputi :

- 1) Menghitung Koefisien Overall Perpindahan Panas (U)
- 2) Menghitung R_d
- 3) Menghitung ΔP

1). Menghitung Koefisien *Overall* Perpindahan Panas (U)

a. Menghitung *Flow area*

Shell

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt} \\
 &= \frac{15,25 \times 0,25 \times 13}{144 \times 1,25} \\
 &= 0,2745 \text{ ft}^2 = 39,528 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tube

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \quad (\text{kern, Tabel 10})$$

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{Nt \times a'_t}{144 \times n} \\
 &= \frac{66 \times 0,302}{144 \times 2} \\
 &= 0,0019 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung *Mass Velocity*

Shell

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{a_s} \\
 &= \frac{2.580,68}{0,0019}
 \end{aligned}$$

$$= 1.337.384 \text{ lb/jam ft}^2$$

Tube

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{27.715,62}{0,2745} \\ &= 100.948,16 \text{ lb/jam Ft}^2 \end{aligned}$$

c. Menghitung Bilangan *Reynold Number*

Shell

$$\mu = 0,1574 \text{ lb/jam ft} \quad (\text{Data Properties hysys})$$

$$D_e = 1 \text{ in} \quad (\text{Kern, Fig.28})$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,08 \times 1.337.384,43}{0,1574} \end{aligned}$$

$$= 700.649$$

$$jH = 1000 \quad (\text{Kern, Fig 28})$$

Tube

$$\mu = 0,0243 \text{ cP} \quad (\text{Data Properties hysys})$$

$$= 0,0588 \text{ lb/jam ft}$$

$$D_e = 0,95 \text{ in} \quad (\text{Kern, Fig.28})$$

$$= 0,0791 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0791 \times 100.948,16}{0,0588} \end{aligned}$$

$$= 135.688,35$$

$$jH = 680 \quad (\text{Kern, Fig 28})$$

d. Menentukan Prandtl Number (P_r)*Shell*

$$\mu = 0,0588 \text{ lb/ft.jam}$$

Kapasitas panas, C_p :

$$C_p = 0,0015 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F}$$

$$K = 0,0187 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$P_r = \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{0,0015 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,0588 \text{ lb/ft.jam}}{0,0187 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,1707 \text{ btu/lb f}$$

Tube

$$\mu = 0,1574 \text{ lb/ft.jam}$$

Kapasitas panas, C_p :

$$C_p = 0,017 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, Fig. 2})$$

$$K = 0,0159 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)} \quad (\text{Kern, Table 4})$$

$$P_r = \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{0,017 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,1574 \text{ lb/ft.jam}}{0,0159 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,5548$$

e. Menghitung Nilai *Outside Film Coefficient* (h_o) dan *Inside Film Coefficient* (h_i)*Shell*

$$\frac{h_o}{\phi_s} = jH \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 680 \times \left(\frac{0,0187 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}}{0,0791 \text{ ft}} \right) \times 0,1707$$

$$= 27,4447 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_o = jH \left(\frac{k}{D_c} \right) \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s$$

$$= 24,2117 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 1,0091$$

$$= 27,6945 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Tube

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi t} &= jH \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 1000 \times \left(\frac{0,0159 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{°F/ft}}{0,08250 \text{ ft}} \right) \times 0,5554 \\ &= 107 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \left(\frac{k}{D_c} \right) \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s \\ &= 107 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 0,73726 \\ &= 79 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

f. Menghitung Temperatur Wall

$$\begin{aligned} T_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_i \phi_o}{\phi t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c) \\ &= 363,34 + \frac{107 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}}{27,4447 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} + 107 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}} \times (677,12 - \\ &363,34) \text{°F} \\ &= 613,091 \text{°F} \end{aligned}$$

Shell

$$\begin{aligned} \text{Pada } t_w &= 613,091 \text{°F}, \mu_w = 0,015 \text{ cp} \\ &= 0,5082 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \phi_s &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{0,3870 \text{ lb/ft.jam}}{0,3628 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14} \\ &= 1,0091 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} \text{Pada } t_w &= 613,091 \text{°F}, \mu_w = 0,015 \text{ cp} && \text{(Fig. 14, Kern)} \\ &= 0,5082 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \phi_t &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{0,04112 \text{ lb/ft.jam}}{0,3628 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14} \end{aligned}$$

$$= 0,7372$$

g. Menghitung *Corrected Coefficient* (h_{io})

Tube

$$\begin{aligned} \frac{h_{io}}{\phi t} &= \frac{h_i}{\phi t} \times \frac{ID}{OD} \\ &= 107 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 0,87/1 = 93,1352 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \\ h_{io} &= \frac{h_{io}}{\phi t} \times \frac{ID}{OD} \times \phi t \\ &= 93,1352 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 0,73726 \\ &= 68,6648 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Dimana ϕt dan ϕs diperoleh dari perhitungan t_w (temperatur wall).

a. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i0} \times h_{o0}}{h_{i0} + h_{o0}} \\ &= \frac{68,6648 \times 27,6945}{68,6448 + 27,6945} \\ &= 19,7348 \text{ Btu/jam Ft } \text{°F} \end{aligned}$$

b. *Design Overall Coefficient* (U_D)

$$U_D = 100 \text{ Btu/jam Ft } \text{°F}$$

2). Menghitung *Dirt Factor* (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{19,7348 - 100}{19,7348 \times 100} \\ &= -0,0406 \end{aligned}$$

3). Menghitung *Pressure Drops* (ΔP)

Tube Side : fluida dingin

1). Menentukan faktor friksi (f)

$$Re_t = 700.649,99$$

$$f = 0,000091$$

(Fig 26, Kern)

$$s = 1$$

(Fig. 6, Kern)

$$\begin{aligned}
 G_t &= 1.337.384,43 \text{ lb/jam Ft}^2 \\
 D_t &= 0,99 \text{ in} \\
 &= 0,0825 \text{ ft}
 \end{aligned}
 \tag{Tabel 10, kern}$$

2). Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_t \cdot s \cdot \phi_t} \\
 \Delta P_t &= \frac{0,000091 \times (1.337.384,43)^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,082 \times 1 \times 0,7372} \\
 &= 1,6403 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan untuk fase liquid yaitu kurang dari 10 psi.

Shell Side : Fluida panas

1) Menentukan Faktor Friksi (f)

$$\begin{aligned}
 \text{Res} &= 135.688,35 \\
 \text{Dari Fig 29 (Kern, 1988) didapat nilai } f &= 0,00015 \\
 \text{Fig 6 (Kern, 1988) Spasifi grafity (s)} &= 1 \\
 D_s &= 0,0791 \text{ ft} \\
 D_e &= 0,06 \text{ ft} \\
 G_s &= 100.948,16 \text{ lb/jam. Ft} \\
 \Phi_s &= 1,0844
 \end{aligned}$$

2) Menghitung Jumlah baffle (Sekat)

$$N + 1 = 12 \times L / B$$

Keterangan :

N = Jumlah baffle

L = Panjang shell

B = Jarak baffle

$$N + 1 = 12 \text{ in/ft} \times 16 \text{ ft} / 13 \text{ in}$$

$$N = 14,8119 - 1 = 13,8119$$

3) Menghitung *pressure drop shell*

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ &= \frac{0,0015 \times (100.948,16)^2 \times 1,2708 \times 13,8119}{5,55 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1 \times 1,0091} \\ &= 0,0069 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}\end{aligned}$$

D.2.1 Menghitung tebal *shell* (tr)

Jenis pengelasan *Double V Butt Joint*

Diketahui :

$$\begin{aligned}\text{Panjang shell} &= \frac{4 \cdot V}{D^2 \cdot \pi} \\ &= \frac{4 \times 35.051,82 \text{ in}^3}{(15,25 \text{ in})^2 \cdot 3,14} \\ &= 192 \text{ in} = 16 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80 \% = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Tab 13,2})$$

$$\text{Tegangan maksimum (f)} = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, App.D})$$

$$\text{Faktor korosi (CA)} = 0,0125 \text{ in/tahun} = 0,0003 \text{ m/tahun}$$

$$\text{Umur alat (n)} = 20 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned}C &= n \cdot CA \\ &= 20 \text{ tahun} \times 0,0125 \text{ in/tahun} \\ &= 0,250 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{ID Shell} = 15,25 \text{ in} = 0,0254 \text{ m} \quad (\text{kern, Tabel 9 hal 842})$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal shell} &= \frac{P \cdot ID}{2 \cdot f \cdot E} + C \\ &= \frac{220,439 \text{ psi} \times 15,25 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8} + 0,250 \text{ in} \\ &= 0,3620 \text{ in} = 0,0091 \text{ m}\end{aligned}$$

Tebal shell standar 3/16 in sampai 3/8 in (0,0048 m sampai 0,0095 m) (*Brownell dan Young, 1959, sub. 3.5d*).

$$\begin{aligned}OD_{\text{shell}} &= ID_{\text{shell}} + 2 (Ts) \\ &= 15,25 + 2 (0,3620)\end{aligned}$$

$$= 15,97411 \text{ in}$$

D.2.2 Perhitungan *Nozzle*

a) *Nozzle* pada Tube, untuk masuk nya fluida dingin

$$\text{Laju alir} = 2.580,69 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1,324 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Property Hysys})$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{2.580,69 \text{ lb/jam}}{1,3249 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\ &= 0,5410 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,5410 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (1,3249 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,0683 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

$$\text{Size of nozzle} = 4 \text{ in}$$

$$\text{ID of pipe} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40 \text{ in}$$

$$\text{Flow Area} = 12,7 \text{ in}^2$$

$$\text{Weight} = 10,8 \text{ lb}$$

b) *Nozzle* pada Shell, untuk masuk nya fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 27.715,62 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 4,4386 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Property Hysys})$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{27.715,62}{4,43 \times 3600 \text{ s}} \\ &= 1,7344 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$D \text{ optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,9 \times (1,7344 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (4,4386 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 6,0650 \text{ in} \\
 &= 0,1540 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

| | |
|------------------------|----------------------|
| <i>Size of nozzle</i> | = 8 in |
| <i>ID of pipe</i> | = 7,981 in |
| <i>OD of pipe</i> | = 8,625 in |
| <i>Schedule Number</i> | = 40 |
| <i>Flow Area</i> | = 50 in ² |
| <i>Weight</i> | = 28,6 lb |

c) *Nozzle* pada Tube, untuk keluar nya fluida dingin

| | | |
|-----------|-----------------------------|------------------|
| Laju alir | = 2.580,69 lb/jam | |
| Densitas | = 0,8891 lb/ft ³ | (Property Hysys) |

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\
 &= \frac{2.580,69 \text{ lb/jam}}{0,8891 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\
 &= 0,8062 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned}
 D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,8062 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,8891 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3,4861 \text{ in} = 0,0885 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

| | |
|------------------------|------------|
| <i>Size of nozzle</i> | = 4 in |
| <i>ID of pipe</i> | = 4,026 in |
| <i>OD of pipe</i> | = 4,5 in |
| <i>Schedule Number</i> | = 40 |

$$\text{Flow Area} = 12,7 \text{ in}^2$$

$$\text{Weight} = 10,8 \text{ lb}$$

d) *Nozzle* pada *Shell*, untuk keluar nya fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 27.715,62 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 4,4386 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{27.715,62 \text{ lb/jam}}{4,4386 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\ &= 1,7344 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (1,7344 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (4,4386 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 6,0650 \text{ in} = 0,0992 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

$$\text{Size of nozzle} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID of pipe} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{Flow Area} = 50 \text{ in}^2$$

$$\text{Weight} = 28,6 \text{ lb}$$

D.2.3 Perhitungan sambungan *Nozzle* dengan dinding *Shell and Tube Heat Exchanger*.

Untuk menghubungkan *Nozzle* dengan dinding *Shell and Tube Heat Exchanger* maka digunakan secara sistem *Flange* dan *Bolting*.

a) *Flange*

$$\text{Bahan} = \text{High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316}$$

$$\text{Tensile Strength minimum} = 75000 \text{ Psi}$$

$$\text{Allowed Stress} = 18750 \text{ Psi}$$

$$\text{Type Flange} = \text{Ring Flange (Brownel dan Young, 1959 App.D)}$$

b) *Bolting*

| | |
|---------------------------------|---|
| Bahan | = <i>Low Alloy Steel SA 193 Grade B16</i> |
| <i>Tensile Strength minimum</i> | = 75.000 Psi |
| <i>Allowed Stress</i> | = 15.000 Psi (Brownel dan Young, 1959 Tabel 13-1) |

c) *Bolting*

| | |
|-------------------------------|--|
| Bahan | = <i>Flate Metal, Asbestos Filled</i> |
| <i>Gasket Faktor</i> | = 3,75 Psi |
| <i>Minimum Seating Stress</i> | = 9000 Psi (Brownel dan Young, 1959 Fig 12-11) |

D.2.4 Perhitungan Diameter Gasket

Dari *Brownel dan Young*, 1959 persamaan 12.2

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-P(m+1)}}$$

Dimana : d_o = Diameter luar gasket (in)

d_i = Diameter dalam gasket (in)

P = *Internal Pressure* = 14,7 Psi

m = *Gasket faktor* = 3,75 Psi (Brownel dan Young, 1959)

y = *Yield Stress* = 9000 Psi (Brownel dan Young, 1959)

maka :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000-14,7 \times 3,75}{9000-14,7(3,75+1)}} = 1,001 \text{ in}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket (d_i) = ID Shell = 15,25 in, sehingga:

$$\begin{aligned} d_o &= 15,25 \text{ in} \times 1,001 \text{ in} \\ &= 15,2625 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar gasket minimal (n)

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{15,2625 - 15,25 \text{ in}}{2} = 0,0062 \text{ in}$$

Diameter gasket rata – rata (G)

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 15,25 + 0,0062 \\ &= 15,2562 \text{ in} \end{aligned}$$

D.2.5 Menghitung Berat Total *Heat Exchanger*

Dasar Perhitungan :

| | | |
|--|--------------------------|------------------------------|
| ρ_{steel} | = 490 lb/ft ³ | (Brownel and Young, Hal 156) |
| Diameter dalam <i>shell</i> (ID _s) | = 15,25 in | = 0,3873 m |
| Diameter luar <i>shell</i> (OD _s) | = 15,97 in | = 0,4057 m |
| Panjang <i>shell</i> | = 192 in | = 4,8768 m |
| Tebal <i>shell</i> | = 0,3620 in | = 0,0091 m |
| Diameter dalam <i>tube</i> (ID _t) | = 0,87 in | = 0,0220 m |
| Diameter luar <i>tube</i> (OD _t) | = 1 in | = 0,0254 m |
| Panjang <i>tube</i> | = 16 ft | = 192 in |
| Jumlah <i>tube</i> | = 66 tube | |
| <i>Straight flange length</i> (sf) | = 2,25 in | (Brownell and Young, 1959) |
| <i>Inside-corner radius</i> (icr) | = 1,125 in | (Brownell and Young, 1959) |
| Ketebalan <i>head</i> (th) | = 0,25 in = 0,021 ft | (Brownell and Young, 1959) |

1. Berat Shell

$$\begin{aligned}
 - V_{shell} &= 3,14 \times ID_s \times \text{panjang shell} \times t_s \\
 &= 3,14 \times 15,25 \text{ in} \times 192 \text{ in} \times 0,3620 \text{ in} \\
 &= 3.328,71 \text{ in}^3 \\
 &= 1,9263 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Berat shell} &= \rho_{steel} \times V_{shell} \\
 &= 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1,9263 \text{ ft}^3 \\
 &= 943,9079 \text{ lb} \\
 &= 428,1490 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2. Total Berat Tube

$$\begin{aligned}
 - V_{tube} &= 3,14 \times ID_t \times \text{panjang tube} \times t_t \\
 &= 3,14 \times (0,87 \text{ in}) \times (192 \text{ in}) \times (0,13) \\
 &= 68,1857 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0394 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$- \text{Berat total tube} = N_t \times V_{tube} \times \rho_{steel}$$

$$\begin{aligned}
 &= 66 \times 0,0394 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 &= 1.280,9069 \text{ lb} \\
 &= 581,0091 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3. Berat Baffle

$$\begin{aligned}
 \text{- L penampang tot tube} &= \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times (\text{ODt})^2 \times \text{Nt} \\
 &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times (1 \text{ in})^2 \times 66 \\
 &= 52,0045 \text{ in}^2 = 0,3611 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- L tube sheet} &= \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times \text{IDs}^2 - \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times \text{ODt}^2 \\
 &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times (15,25 \text{ in})^2 - \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times (1)^2 \\
 &= 181,7765 \text{ in}^2 \\
 &= 1,2623 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- L baffle cut} &= 0,25 \times \text{L tube sheet} \\
 &= 0,25 \times 181,7765 \text{ in}^2 \\
 &= 45,4441 \text{ in}^2 \\
 &= 0,3155 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- Berat Baffle} &= \text{Nt} \times (\text{L tube sheet} - \text{L penampang tot tube} - \\
 &\quad \text{L baffle cut}) \times \frac{3}{12} \text{ in} \times \rho \text{ steel} \\
 &= 66 \times (1,2623 - 0,3611 - 0,3155) \text{ ft}^2 \times 1,145 \text{ ft} \times 490 \\
 &\quad \text{lb/ft}^3 \\
 &= 4.752,43 \text{ lb} \\
 &= 2.155,66 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

4. Total Berat Head

$$\begin{aligned}
 \text{- } b_d &= \text{OD}_s + \frac{\text{OD}_s}{42} + 2 \times \text{sf} + \text{icr} \\
 &= 15,9741 \text{ in} + \frac{15,9741 \text{ in}}{42} + 2 \times 2,25 \text{ in} + 1,125 \text{ in} \\
 &= 21,9794 \text{ in} = 1,8316 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- V head atas} &= \frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 \times \text{th} \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,8316 \text{ ft})^2 \times 0,021 \text{ ft} \\
 &= 0,0553 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
- \text{ Berat } \textit{heat} \text{ atas} &= V \textit{ head} \text{ atas} \times \rho \textit{ steel} \\
&= 0,0553 \text{ ft}^3 \times 490 \\
&= 27,0991 \text{ lb} \\
- V \textit{ head} \text{ bawah} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 - \frac{1}{4} \times \pi \times (OD_t)^2\right) \times th \\
&= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,8316)^2 - \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1)^2\right) \times 0,021 \\
&= 2,6170 \text{ ft}^3 \\
- \text{ Berat } \textit{head} \text{ bawah} &= V \textit{ head} \text{ bawah} \times \rho \textit{ steel} \\
&= 2,6170 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
&= 1.281,35 \text{ lb} \\
- \text{ Total berat } \textit{head} &= \text{ Berat } \textit{heat} \text{ atas} + \text{ Berat } \textit{head} \text{ bawah} \\
&= 27,0991 \text{ lb} + 1.282,35 \text{ lb} \\
&= 1.309,45 \text{ lb} \\
W_s &= \text{ Berat } \textit{Shell} + T.\text{berat tube} + \text{ berat baffle} + T.\text{berat head} \\
&= (943,9079 + 1.280,90 + 4.752,43 + 1.309,45) \text{ lb} \\
&= 8.286,70 \text{ lb} \\
&= 3.758,78 \text{ kg} \\
\text{Dimana } W_s &= \text{ Berat } \textit{Heat Exchanger} \\
\text{Volume HE} \\
V &= \frac{1}{4}\pi D^2 \cdot H \\
&= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (15,25 \text{ in})^2 \times 192 \text{ in} \\
&= 35.051,82 \text{ in}^3 \\
&= 0,5743 \text{ m}^3 = 20,2846 \text{ ft} \\
\rho_{\text{larutan}} &= \frac{\text{Laju massa total}}{\frac{\text{Laju massa tube}}{\rho_{\text{tube}}} + \frac{\text{Laju massa shell}}{\rho_{\text{shell}}}} \\
&= \frac{27.715,62 + 2.580,68}{\frac{27.715,62}{1,3249} + \frac{2.580,68}{4,4386}} \\
&= 1,4091 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Waktu tinggal (t)} \\
t &= \text{volume/laju alir volumetrik}
\end{aligned}$$

$$= 20,2846 \text{ ft}^3 / 1.947,81 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,01041 \text{ jam}$$

$$= 37,49 \text{ detik}$$

$$W_t = m \times t$$

Dimana,

$$m = \text{berat larutan dalam HE} = 30.296,30 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam HE} = 0,0104 \text{ jam}$$

$$W_t = m \times t$$

$$= 30.296,30 \text{ lb/jam} \times 0,0104 \text{ jam}$$

$$= 315,50 \text{ lb}$$

Sehingga,

$$\text{Berat total} = W_s + W_t$$

$$= 8.286,70 + 315,50$$

$$= 8.602,21 \text{ lb}$$

D.2.6 Menghitung Penyangga Kolom

Direncanakan 2 buah penyangga kolom (kaki penahan), digunakan kolom penyangga jenis I-beam.

Tinggi kolom penyangga

$$L = \frac{1}{2} \times H + I$$

Dimana:

$$I = 1,5 \text{ m} = 59,055 \text{ in}$$

$$L = \frac{1}{2} \times 13,26325 \text{ in} + 59,055 \text{ in}$$

$$= 65,6866 \text{ in}$$

$$= 1,6684 \text{ m}$$

D.2.7 Desain Sistem Penyangga

$$\text{Berat untuk perancangan} = \text{berat total } \textit{Heat Exchanger}$$

$$= 8.602,21 \text{ lb} = 3.901,89 \text{ Kg}$$

Heat Exchanger disangga dengan 2 kaki

Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (50% dari tinggi total *Heat Exchanger*).

1. Saddle Planning

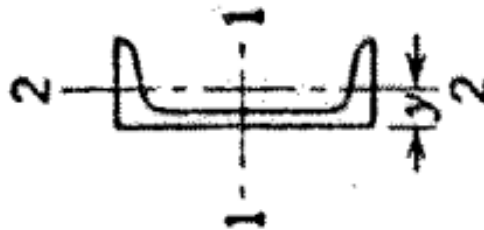
Digunakan kaki (saddle) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton. Karena kaki di las pada pertengahan ketinggian *Heat Exchanger*, maka ketinggian kaki :

$$\begin{aligned} H \text{ saddle} &= \frac{1}{2} H + L \\ &= \frac{1}{2} (1,3311 \text{ ft}) + 3 \text{ ft} \\ &= 3,665 \text{ ft} = 1,1172 \text{ m} = 43,9870 \text{ in} \end{aligned}$$

Dimana :

H = tinggi total *Heat Exchanger* = 15,9741 in = 1,3311 ft

L = jarak antara *bottom Heat Exchanger* ke pondasi (digunakan 3 ft)



Gambar D.3 Kaki Penyangga Tipe I Beam

Dipilih digunakan I-beam 15 in (Brownel & Young app G, item 1)

Dimensi I-beam :

| | |
|----------------------------|-------------------------|
| Kedalaman beam | = 15 in |
| Berat/ft | = 50 lb |
| Area of section (A) | = 14,64 in ² |
| Lebar flange | = 3,716 in |
| Ketebalan rata-rata flange | = 0,650 in |
| Web thickness | = 0,716 in |

Peletakan dengan beban ekstentrik (axis 1-1) :

$$I = 401,4 \text{ in}^4$$

$$S = 53,6 \text{ in}^3$$

$$R = 5,24 \text{ in}$$

Peletakan tanpa beban ekstentrik (axis 2-2) :

$$I = 11,2 \text{ in}^4$$

$$S = 3,8 \text{ in}^3$$

$$R = 0,87 \text{ in}$$

Cek terhadap peletakan sumbu axis 1-1 :

Axis 1-1

$$l/r = 43,9870 \text{ in}/5,24 \text{ in}$$

$$= 8,3944 \text{ (} l/r < 120, \text{ memenuhi)} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959})$$

Umumnya *vessel* dengan penyangga I Beam memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan *skrit supported vessel*, sehingga *wind load* sangat minor pengaruhnya. *Wind load* cenderung mempengaruhi *vessel* jika *vessel* dalam keadaan kosong. Berat *vessel* dalam keadaan terisi oleh water cenderung stabil (Hal 197, Brownell & Young, 1959).

$$\begin{aligned} \Sigma W &= 1,2 \times \text{berat total perancangan} \\ &= 1,2 \times 8.602,21 \text{ Kg} \\ &= 4.682,27 \text{ Kg} \\ &= 10.322,63 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{\Sigma W}{n} \\ &= \frac{10.322,63 \text{ lb}}{2} \\ &= 5.161,31 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lbm

H = tinggi *Heat Exchanger* di atas pondasi, ft

L = jarak dari fondasi ke bagian bawah *Heat Exchanger*, ft

n = jumlah penyangga, n

ΣW = berat *Heat Exchanger*, lb

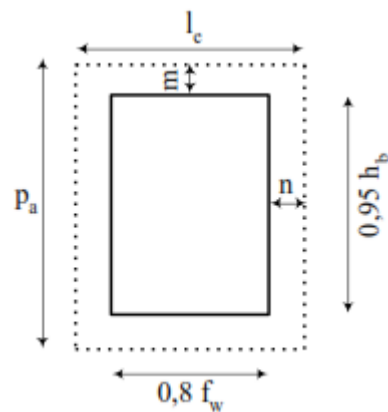
2. Base Plate Planning

Digunakan I-beam dengan ukuran 15 in dan 50 lb/ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang kaki (H saddle)} &= 3,6655 \text{ ft} \\ \text{Sehingga berat satu saddle} &= 3,6655 \text{ ft} \times 50 \text{ lb/ft} \\ &= 183,27 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban base plate

$$\begin{aligned} P_b &= \text{berat 1 lug} + P \\ &= 183,27 \text{ lb} + 5.161,31 \text{ lb} \\ &= 5.344,59 \text{ lb} \end{aligned}$$



Gambar D.4 Sketsa Area *Base Plate*

Base plate area :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{P_b}{f} \\ &= \frac{5.344,59}{120} \\ &= 44,5383 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dengan :

P_b = *base plate loading*

F = kapasitas *bearing* (untuk cor, $f = 120$ psi)

Untuk posisi lug 1-1

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\ &= (0,8 f_w + 2n) (0,95 h_b + 2m) \end{aligned}$$

Dengan :

F_w = lebar flange = 3,716 in

H_b = kedalaman beam = 15 in

$m = n$ (diasumsikan awal)

$$\begin{aligned}
 \text{Abp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\
 44,5383 \text{ in}^2 &= (0,8 \text{ fw} + 2n) (0,95 \text{ hb} + 2m) \\
 &= (0,8 \times 3,716 + 2n) (0,95 \times 15 + 2m) \\
 &= (2,9728 + 2n) (14,25 + 2n)
 \end{aligned}$$

$$4n^2 + 34,4456n - 2,1759 = 0$$

Untuk mendapatkan nilai n_1 dan n_2 sengan menggunakan rumus abc dengan nilai:

$$a = 4, \quad b = 34,4456, \quad c = -2,1759$$

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga didapatkan nilai $n_1 = -8,67411$, $n_2 = 0,06271$

maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Ie} &= (0,8 \text{ fw} + 2n) \\
 &= (0,8 \times 3,716) + (2 \times 0,06271) \\
 &= 3,09822 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pa} &= (0,95 \text{ hb} + 2m) \\
 &= (0,95 \times 15) + (2 \times 0,06271) \\
 &= 14,3754 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka didapatkan nilai Abp baru yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{Abp baru} &= \text{Ie} \times \text{pa} \\
 &= 3,09822 \text{ in} \times 14,3754 \text{ in} \\
 &= 44,5383 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Ie} = (0,8 \text{ fw} + 2n)$$

$$\begin{aligned}
 \text{n baru} &= \frac{(\text{Ie} - 0,8 \text{ fw})}{2} \\
 &= \frac{3,09822 - (0,8 \times 3,716)}{2} \\
 &= 0,12542 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Pa} = (0,95 \text{ hb} + 2m)$$

$$\begin{aligned}
 \text{m baru} &= \frac{\text{pa} - (0,95 \text{ hb})}{2} \\
 &= \frac{14,3754 - (0,95 \times 15)}{2} \\
 &= 0,0627 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jarak antara ujung *shell* dengan ujung penyangga (X)

$$\begin{aligned}
 X &= \frac{(0,95 H_b) - OD}{2} \\
 &= \frac{(0,95 (15)) - 15,9741}{2} \\
 &= -1,72419 \text{ in}
 \end{aligned}$$

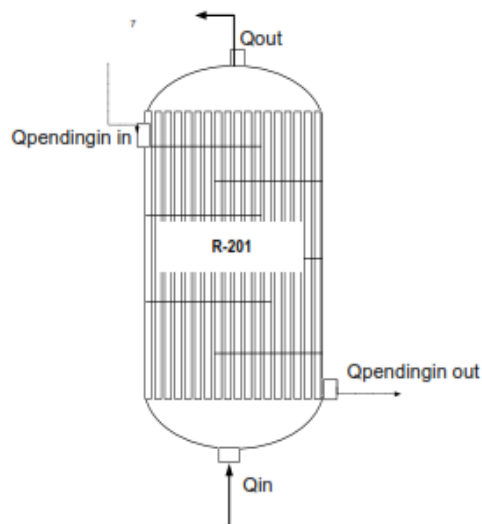
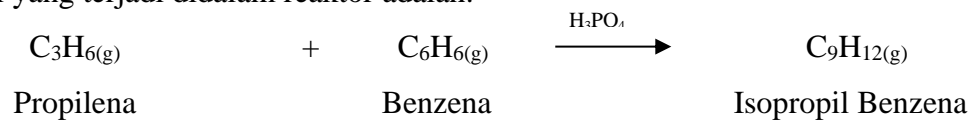
A = Distance from tangent line to saddle 2'-6" (Brownel & Young, 1959)

Maka dipilih 4 in.

D.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube*/ Nawardah Hanie/ NIM.190140046

| | |
|-----------------|--|
| Fungsi | : Tempat berlangsungnya reaksi alkilasi benzena dan propilena menjadi isopropil benzena. |
| Jenis | : Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> |
| Fase | : Gas |
| Kondisi Operasi | : Suhu = 278,5°C Tekanan = 18 atm |
| Katalisator | : Asam Fosfat |
| Jenis Reaksi | : Eksotermis |
| Konversi | : 95% |

Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah:



Gambar D.5 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi Reaktor (PFR-201).

Perhitungan neraca tersebut dapat dilihat pada lampiran A dan Lampiran B.

Tabel D.2 Neraca Massa Reaktor (PFR-201)

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|--------------------------------|----------------|-------------------|----------------|-------------------|
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| C ₃ H ₆ | 27,6431 | 1.163,2216 | 1,3821 | 58,1611 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 7,3568 | 0,1669 | 7,3568 |
| C ₆ H ₆ | 27,6431 | 2.159,2025 | 1,3788 | 107,7000 |
| C ₇ H ₈ | 0,0027 | 0,2547 | 0,0027 | 0,2547 |
| C ₉ H ₁₂ | 0 | 0 | 26,2609 | 3.156,5656 |
| Total | 55,4558 | 3.330,0456 | 29,1915 | 3.330,0456 |

Tabel D.3 Neraca Energi pada Reaktor (PFR-201)

| Komponen | Aliran panas masuk (kJ/jam) | Aliran panas keluar (kJ/jam) |
|--------------------------------|--------------------------------|---------------------------------|
| C ₃ H ₆ | 551.713,7628 | 33.467,5466 |
| C ₃ H ₈ | 4.109,2818 | 4.960,2588 |
| C ₆ H ₆ | 835.856,5773 | 50.505,5597 |
| C ₇ H ₈ | 103,2116 | 124,8847 |
| C ₉ H ₁₂ | 0 | 1.676.735,5255 |
| Q reaksi | 8.191.331,3016 | 0 |
| Q serap | 0 | 7.817.320,3599 |
| Total | 9.583.114,1352 | 9.583.114,1352 |

A. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap setiap saat mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{BM Campuran} = \sum (\text{Bmi} \cdot \text{Yi})$$

Dengan:

Bmi = Berat Molekul Komponen i, Kg/Kmol

Yi = Fraksi mol gas i

Tabel D.4 Berat Molekul Umpan

| Komponen | Mol Masuk (kmol/jam) | Bmi | Yi | Bmi x Yi |
|-------------------------------|----------------------|-------|---------------|----------------|
| C ₃ H ₆ | 27,6431 | 42.08 | 0,4985 | 20,9756 |
| C ₃ H ₈ | 0,1669 | 44.09 | 0,0030 | 0,1327 |
| C ₆ H ₆ | 27,6431 | 78.11 | 0,4985 | 38,9355 |
| C ₇ H ₈ | 0,0027 | 92.14 | 0,0000 | 0,0046 |
| Total | 55,4558 | | 1,0000 | 60,0484 |

Diperoleh BM Campuran = 60,0484 kg/kmol

2. Menghitung Densitas Campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = nRT$$

$$n/v \text{ BM camp} = P/RT \text{ BM camp}$$

$$\rho \text{ camp} = P/RT \text{ BM camp}$$

dengan:

P = tekanan umpan masuk = 18 atm = 1.823,8500 kPa

R = 8,3140 j/mol.K (0,000082057 m³.atm/mol.K)

T = suhu umpan masuk = 278,50°C (551,65 K)

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho \text{ camp} &= \frac{18 \times 60,0484}{0,000082057 \times 552} \text{ kg/m}^3 \\ &= 6,6238 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan C_{AO} **Konsentrasi Bahan Baku**

$$C_{AO} = \frac{P_{AO}}{RT} = \frac{18 \text{ atm}}{0,000082 \text{ atm} \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.K}} \times 552 \text{ K}} = 397,7488 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_v = \frac{\text{Laju Alir}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{3.330,0356 \text{ kg/jam}}{6,6238 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 502,7380 \text{ m}^3/\text{jam}$$

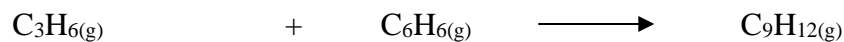
$$F_{AO} = C_{AO} \times F_v$$

$$= 397,7488 \text{ kmol/m}^3 \times 502,7380 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 199.963,4454 \text{ kmol/jam}$$

B. Laju Reaksi

Reaksi alkilasi terjadi antara reaktan benzena dengan reaktan propilena, reaksi ini adalah orde satu karena reaktan benzena yang dibuat berlebih, sehingga perubahan reaktan dapat diabaikan. Reaksi yang terjadi pada proses alkilasi adalah sebagai berikut:



Reaksi tersebut pada umumnya menggunakan pereaksi berupa benzena yang jumlahnya dibuat berlebihan dapat dituliskan sebagai:

$$-r_A = k_0 \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot P$$

Dengan $k_0 = 3.50E+04 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$

$$E_a = -24.90 \text{ kJ/mol}$$

$$A = 3.500$$

(Sumber: Jurnal *Chemical Marketing Reporter Production of Cumene*)

Pada umumnya nilai konstanta kecepatan reaksi dipengaruhi oleh faktor tumbukan, energi aktivasi dan suhu reaksi yang bisa dinyatakan dalam bentuk persamaan matematis sesuai dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{-E/RT}$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi

E = Energi aktivasi

R = Tetapan gas murni

T = Suhu (K)

A = Frekuensi tumbukan

$$k = 3.500 \times e^{-((-24,90)/(8,314)(552))}$$

$$= 3.519,0586 \text{ jam}^{-1}$$

Persamaan untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi pada $t_0 = C_{A0}$

dan $t = C_A$ dimana konversi reaktor adalah 99%, maka:

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$= C_{A0} (1 - 0,99)$$

$$= 397,7488 (0,01)$$

$$= 3,9775 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$= 3.519,0586 \text{ jam}^{-1} \times 3,9775 \text{ kmol/m}^3$$

$$= 13.997,0150 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = k \cdot \int dt$$

$$-(\ln C_A - \ln C_{A0}) = k \cdot t$$

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = k \cdot t$$

$$\ln \frac{C_{A0}}{0,01 C_{A0}} = k \cdot t$$

$$4,6052 = k \cdot t$$

$$t = \frac{4,6052}{3.519,0586} \text{ jam}$$

$$t = 0,0013 \text{ jam}$$

$$= 4,7111 \text{ detik}$$

1. Menghitung Berat Katalis (W)

a. Spesifikasi Katalis

| | |
|---------------------|---|
| Bahan katalis | = Asam Fosfat |
| Bentuk | = Padat Kristal |
| Umur katalis | = 3-5 tahun |
| Diameter katalis | = 0,1181 in |
| Porositas | = 0,5 m ³ /m ³ (<i>Void Fraction</i>) |
| <i>Bulk density</i> | = 1,685 g/m ³ |

b. Menentukan Spesifikasi *Tube* yang digunakan

Dalam menentukan diameter *tube*, Colburn (Smith, 1981) menyatakan bahwa hubungan pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

Tabel D.5 Diameter Reaktor

| | | | | | |
|-----------|------|-----|------|-----|------|
| D_p/D_t | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 |
| Hw/h | 5,5 | 7,0 | 7,8 | 7,5 | 7,0 |

(Sumber: Smith, 1981)

Dimana:

D_p = Diameter Katalis

D_t = Diameter *Tube*

D_p/D_t = Rasio diameter katalis per diameter pipa

Hw/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas hw/h terbesar pada 7,8 pada $(D_p/D_t) = 0,15$

$$D_t = \frac{D_p}{0,15} = \frac{0,1181}{0,15} = 0,7874 \text{ in}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diameter *tube* diatas, diambil ukuran pipa komersial berdasarkan tabel 11 Kern, 1950:

NPS = 1,00 in

OD = 1,32 in

ID = 1,05 in = 0,0267 m

$$a' = 0,0060 \text{ ft}^2 = 0,8640 \text{ in}^2$$

$$\text{Laju Alir Massa (W)} = 3.330,0356 \text{ kg/jam}$$

$$\mu \text{ Campuran} = 6,6238 \text{ kg/m.jam}$$

Perhitungan :

Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{W}{\rho_{\text{camp}}}$$

$$Q = \frac{3.330,0356 \text{ kg/jam}}{6,6238 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 502,7380 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,1396 \text{ m}^3/\text{s}$$

Pipa tersusun secara *triangular pitch*

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times Q}{\mu} \\ &= \frac{6,6238 \text{ kg/m}^3 \times 0,0267 \text{ m} \times 502,7380 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0515 \frac{\text{kg}}{\text{m.jam}}} \\ &= 1.725,1758 \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir umpan total (G)} : 3.330,0356 \text{ kg/jam} = 925,0099 \text{ gr/s}$$

c. Menghitung kecepatan massa per satuan luas (Gt)

$$\begin{aligned} \text{Gt} &= \frac{\mu \text{ Nre}}{\text{Dt}} \\ &= \frac{0,0515 \frac{\text{kg}}{\text{m.jam}} \times 1.725,1758}{0,0197 \text{ m}} \\ &= 4.508,2259 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

d. Mencari Luas Penampang total (At)

$$\begin{aligned} \text{At} &= \frac{G}{\text{Gt}} \\ &= \frac{3.330,0356 \text{ kg/jam}}{4.508,2259 \text{ kg/m}^2.\text{jam}} \\ &= 0,7387 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- e. Mencari luas penampang segitiga (A_o)

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0,0267 \text{ m})^2 \\ &= 0,0006 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- f. Menghitung jumlah *tube*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_t}{A_o} \\ &= \frac{0,7387 \text{ m}^2}{0,0006 \text{ m}^2} \\ &= 1.322,9015 \\ &= 1.323 \text{ buah} \end{aligned}$$

L panjang *tube* standar 24 ft = 7,3152 m

2. Menentukan Massa Katalis dan Volume Tumpukan Katalis

- a. Menghitung massa katalis

$$\begin{aligned} W &= \frac{\pi}{4} (IDt^2)(1-\epsilon)N_t \cdot \rho \text{ katalis} \cdot L \\ &= \frac{3,14}{4} (0,0267^2)(1-0,5)(1.322,9015)(1,685)(7,3152) \\ &= 4.5524,00 \text{ kg} \end{aligned}$$

- b. Menghitung volume tumpukan katalis

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{W}{\rho \text{ katalis}} \\ &= \frac{4.5524,00 \text{ kg}}{1.685 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,7017 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ katalis untuk tiap tube} &= \frac{\text{Volume}}{N_t} \\ &= \frac{4.204,5524 \text{ m}^3}{2.7017} = 0,0020 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- c. Menghitung tinggi tumpukan katalis untuk tiap *tube*

$$Z = 80\% \times \text{Tinggi tube yang dipilih}$$

$$= 80\% \times 7,6825 \text{ m}$$

$$= 5,8522 \text{ m}$$

3. *Mechanical Design Reactor*

a. *Tube*

Ukuran *tube* berdasarkan Kern, 1983:

Susunan Tube = *Triangular pitch*

Bahan = *Stainless Steel*

NPS = 1,0000 in

OD = 1,3200 in = 0,0335 m = 0,1099 ft

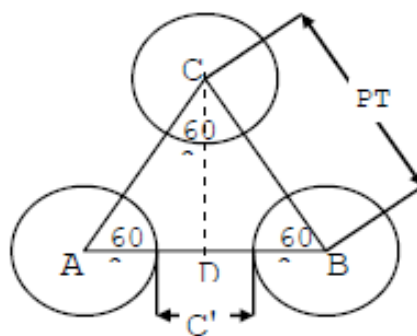
ID = 1,0490 in = 0,0267 m = 0,0874 ft

Flow area per pipa = 0,0060 ft² = 0,8640 in²

Schedule number = 40

Panjang pipa (L) = 7,3152 m = 288,0 in

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan membesarkan koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya menjadi lebih baik dari susunan *square pitch* (Kern, 1983).



Gambar D.6 Susunan *Triangular Pitch*

$$\text{Tebal Pipa} = \frac{\text{OD-ID}}{2}$$

$$= \frac{1,3200 \text{ in} - 1,0490 \text{ in}}{2}$$

$$= 0,1355 \text{ in}$$

$$= 0,0034 \text{ m}$$

Jarak antara pusat pipa

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1,25 \times \text{OD}$$

$$= 1,25 \times 1,3200 \text{ in}$$

$$= 1,6500 \text{ in}$$

$$= 0,0419 \text{ m}$$

Jarak antar pipa (*Clearance*)

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{OD}$$

$$= 1,6500 \text{ in} - 1,3200 \text{ in}$$

$$= 0,3300 \text{ in}$$

$$= 0,0084 \text{ m}$$

Koefisien transfer panas dalam pipa

$$H_i = 0,03 \times \left(\frac{\text{ID} \times \text{Gt}}{\mu t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \times \mu t}{kt} \right)^{0,33} \left(\frac{kt}{\text{ID}t} \right)$$

Dimana:

$$\text{Diameter dalam tube, ID} = 1,0490 \text{ in} = 0,0266 \text{ m} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan massa, Gt} = 4.508,2259 \text{ kg/m}^2\text{h} = 923,2847 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,0515 \text{ kg/m.jam} = 0,0373 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Kapasitas Panas, } c_p = 24.4503 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas, } kt = 0,0166 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_i = 0,03 \times \left(\frac{0,0874 \times 4.508,2259}{0,0373} \right)^{0,8} \left(\frac{24,4503 \times 0,0373}{0,0166} \right)^{0,33} \left(\frac{0,0166}{0,0874} \right)$$

$$= 35,4144 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$H_{io} = \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \times h_i$$

$$= \frac{0,0874 \text{ ft}}{0,1099 \text{ ft}} \times 35,4144 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$= 28,1437 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Tube side atau *bundle crossflow area* (a_t)

$$a_t = N_t \times a_t'$$

$$\begin{aligned}
 &= N_t \times \frac{\pi}{4} ID_t^2 \\
 &= 1.322,9015 \times \frac{3,14}{4} (0,0266 \text{ m})^2 \\
 &= 0,7373 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diketahui W_t = berat campuran umpan, maka $W_t = 3.330,0356 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W_t}{a_t} \\
 &= \frac{3.330,0356 \text{ kg/jam}}{0,7373 \text{ m}^2} \\
 &= 4.516,8252 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

b. *Shell*

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316*.

Ukuran *Shell*

Diameter dalam *shell* (IDs)

$$\begin{aligned}
 ID_s &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0,8090}{\pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 1.322,9015 \times (1,6500 \text{ in})^2 \times 0,8090}{3,14}} \\
 &= 60,9238 \text{ in} \quad = 1,5475 \text{ m} \quad = 5.0771 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung *baffle space* (B)

$$\begin{aligned}
 B &= 0,3 \times IDs \\
 &= 0,3 \times 1,5475 \text{ m} \\
 &= 0,4642 \text{ m} \quad = 18,2771 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas dalam *shell*

Shell side atau *bundle crossflow area* (as)

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{(P_t - OD) \times ID_s \times B}{P_t} \\
 &= \frac{(1,6500 \text{ in} - 1,3200 \text{ in}) \times 60,9238 \text{ in} \times 18,2771 \text{ in}}{1,6500 \text{ in}} \\
 &= 222,7023 \text{ in}^2 \quad = 1,5456 \text{ ft}^2 \quad = 0,1436 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Mass Velocity (Gs)

$$W \text{ pendingin} = 19.925,8778 \text{ kg/jam} = 43.946,5604 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W \text{ pendingin}}{a_s} \\ &= \frac{43.946,5604 \text{ lb/jam}}{1,5456 \text{ ft}^2} \\ &= 28.427,7133 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent Diameter (D_e)

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa

$$\begin{aligned} D_{es} &= \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,8090 \times P_T - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4})}{0,5 \times \pi \times OD} \\ D_{es} &= \frac{4 \times ((0,5 \times 0,0419 \text{ m} \times 0,8090 \times 0,0419 \text{ m} - (0,5 \times 3,14 \times \frac{(0,0335 \text{ m})^2}{4})))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0335 \text{ m}} \\ &= 0,0456 \text{ m} \qquad = 0,1496 \text{ ft} \end{aligned}$$

Reynold Number (Re)

$$\text{Viskositas, } \mu \text{ pendingin} = 4,9100 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Kapasitas panas pendingin, } C_p = 1,550 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{K} = 0,6698 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas pendingin, } K_p = 0,1395 \text{ W/m.}^\circ\text{K} = 0,8060 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D_e G_s}{\mu \text{ pendingin}} \\ &= \frac{0,1496 \text{ ft} \times 28.427,7133 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{4,900 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \\ &= 866,3625 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} Ho &= 0,36 \frac{K_p}{D_{es}} \left(\frac{D_{es} G_s}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_p \mu_p}{K_p} \right)^{1/3} \\ &= 0,36 \frac{0,8060 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,1496} (866,3625)^{0,55} \\ &= \left(\frac{0,6698 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 4,9000 \text{ lb/ft jam}}{0,8090 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}} \right)^{1/3} \end{aligned}$$

$$= 127,9078 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor (Rd)

Liquid organic = 0,0010 jam.ft².°F/Btu

Cooling water = 0,0030 jam.ft².°F/Btu

Rd total = 0,0040 jam.ft².°F/Btu

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dan *design*

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{28,1437 \times 57,9485}{28,1437 + 57,9485} \\ &= 23,0680 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{23,0680} + 0,004} \\ &= 21,1193 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung *Pressure drop* di *shell*

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Dimana:

Diameter dalam shell (IDs) = 60,9252 in = 1,5475 m = 5,0770 ft

Mass Velocity (Gs) = 28.427,7133 lb/jam.ft²

Equivalent Diameter (Des) = 0,0456 m = 0,1496 ft

Corrected coefficient, Φs = 0,8500 (Tabel 6 Kern, 1960)

(N+1) Jumlah *Buffle* = 15,7574

S = 0,8500 (Tabel 6 Kern, 1950)

F = 0,0010 ft²/in² (fig. 29 Kern, 1950)

$$\Delta P_s = \frac{0,0010 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \times (28.427,7133 \text{ lb/jam ft}^2)^2 \times 5,0770 \text{ ft} \times 15,7574}{5,22 \times 10^{10} \times 0,1496 \text{ ft} \times 0,8500 \times 0,8500}$$

$$= 11,4558 \text{ (psi)}$$

4. Tebal *Shell*

Spesifikasi bahan *Stainless steel SA. 167 Grade 11* tipe 316

Tekanan yang diizinkan (F) = 12.650 psi

Effisiensi sambungan (E) = 0,8 (*double welded joint*)

Corrosion Allowanced = 0,25 in

Menghitung tekanan dalam *shell*

Tekanan desain diambil 20% diatas tekanan operasi, maka

P operasi = 18 atm = 264,5280 psi

P desain = 1,2 x P operasi
 = 1,2 x 264,5280 psi
 = 317,4336 psi

Tebal plat lapisan luar dihitung dengan persamaan:

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

$$t_s = \frac{317,4336 \times \left(\frac{60,9238}{2}\right)}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 317,4336)} + 0,25$$

$$= 1,2238 \text{ in}$$

Sehingga diambil tebal *shell* standar 1/2 in = 0,500 in (Tabel.54 B&Y)

Diameter luar *shell* (ODs)

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2t_s$$

$$= 60,9238 \text{ in} + 2(1,2238 \text{ in})$$

$$= 63,9238 \text{ in} = 1,6237 \text{ m} = 5,3271 \text{ ft}$$

Maka volume reaktor

$$V = \pi \times r^2 \times t$$

$$= 3,14 \times \left(\frac{1,6237 \text{ m}}{2}\right)^2 \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 13,7511 \text{ m}^2$$

5. *Head dan Bottom*

Untuk menentukan bentuk *head* ada 3 pilihan:

1. *Flange and Standard Dished Head*

Digunakan untuk *vessell* proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torospherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig

3. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell and Young, 1959).

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Elliptical Flanged and Dished Head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 100 psig dan diatas 200 psig. Bahan yang digunakan untuk membuat *head and bottom* sama dengan bahan *shell carbon stell SA-285 Grade C*.

Menentukan *inside radius corner* (icr) dan *corner radius* (rc)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \\ &= 60,9238 \text{ in} + 2(1,5000 \text{ in}) \\ &= 63,9238 \text{ in} \quad = 1,6237 \text{ m} \quad = 5,3271 \text{ ft} \end{aligned}$$

ODs Dibulatkan menjadi 64 in serta tebal shell yang digunakan adalah 0,875 in sehingga berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young 1995 diperoleh nilai:

$$\text{inside radius corner (icr)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{corner radius (rc)} = 66 \text{ in}$$

maka:

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{66}{4}} \right) \\ &= 1,7655 \end{aligned}$$

Tebal *Head* minimum dihitung dengan persamaan berikut:

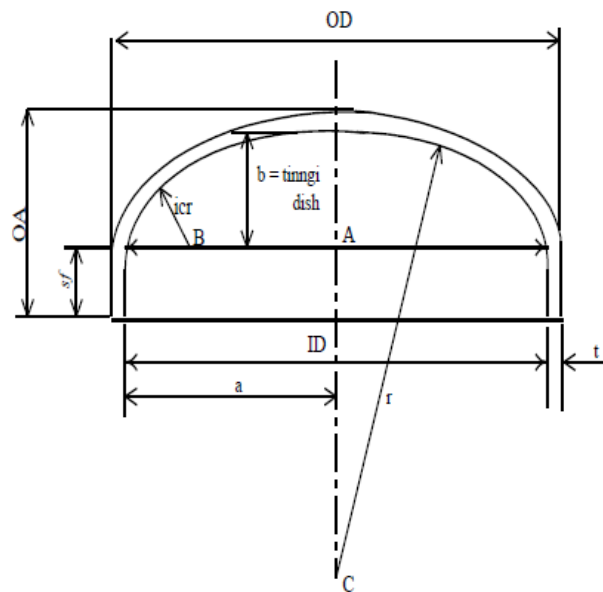
$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2fE - 0,2P} + r \\ &= \frac{317,4336 \times 66 \times 1,7655}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 317,4336)} + 0,2500 \\ &= 2,0832 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 0,75 \text{ in}) \end{aligned}$$

Untuk $th = 2,0832 \text{ in}$, dari tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh nilai:

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$$

$$\text{Maka dipilih nilai } sf = 3 \text{ in} \quad = 0,0762 \text{ m} \quad = 0,25 \text{ ft}$$

Spesifikasi *head*:



Gambar D.7 Desain *head* pada reaktor

Depth of dish (b)

$$\begin{aligned} b &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID_s}{2} - icr\right)^2} \\ &= 66 \text{ in} - \sqrt{(66 \text{ in} - 4 \text{ in})^2 - \left(\frac{63,9238 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in}\right)^2} \\ &= 10,6635 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Head (OA)

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= th + b + sf \\
 &= 2,0832 \text{ in} + 10,6635 \text{ in} + 3 \text{ in} \\
 &= 15,7467 \text{ in} \qquad = 0,4000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tinggi Reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh tinggi tumpukan katalis yang dibutuhkan yaitu 5,8522 m.

$$\text{Tinggi shell} = \text{tinggi pipa standar yang digunakan} = 24 \text{ ft} = 7,3152 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Shell} + 2(\text{tinggi head}) \\
 &= 7,3152 \text{ m} + 2(0,4000 \text{ m}) \\
 &= 8,1151 \text{ m} \qquad = 26,6245 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

7. Luas Permukaan Reaktor**Luas reaktor bagian dalam**

Luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned}
 \text{Ash}_i &= \pi \times \text{IDs} \times \text{tinggi shell} \\
 &= 3,14 \times 1,5475 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\
 &= 35,5449 \text{ m}^2 \qquad = 382,6016 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned}
 \text{Ahb}_i &= 2 \times ((\pi \times \text{IDs} \times sf) + (\pi/4 \times \text{IDs}^2)) \\
 &= 2 \times ((3,14 \times 1,5475 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times (1,5575 \text{ m})^2)) \\
 &= 4,5001 \text{ m}^2 \qquad = 48,4388 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian dalam:

$$\begin{aligned}
 &= \text{Ash}_i + \text{Ahb}_i \\
 &= 35,5449 \text{ m}^2 + 4,5001 \text{ m}^2 \\
 &= 40,0450 \text{ m}^2 \qquad = 431,0450 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas Reaktor bagian luar

$$\begin{aligned}
 \text{Ash}_o &= \pi \times \text{ODs} \times \text{tinggi shell} \\
 &= 3,14 \times 1,6237 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$= 37,2951 \text{ m}^2 \quad = 401,4416 \text{ ft}^2$$

Luas *head* dan *Bottom* bagian luar

$$\begin{aligned} A_{hb_o} &= 2 \times ((\pi \times ODs \times sf) + (\pi/4 \times ODs^2)) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,6237 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) - (3,14/4 \times (1,6237 \\ &\text{m})^2)) \\ &= 4,9160 \text{ m}^2 \quad = 52,9149 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian luar:

$$\begin{aligned} &= A_{sh_o} + A_{hb_o} \\ &= 37,2951 \text{ m}^2 + 4,9160 \text{ m}^2 \\ &= 42,2111 \text{ m}^2 \quad = 454,3565 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. *Nozzle* umpan dan produk pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *Carbon steel*, diameter optimum tube pada *Carbon steel* dan alirannya turbulenta dihitung dengan persamaan:

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times G^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana:

G = kecepatan aliran massa fluida

ρ = densitas fluida

Nozzle Umpan

Nozzle Aliran Reaktan Masuk

Diketahui:

$$\begin{aligned} G &= 3.330,0356 \text{ kg/jam} \quad = 2,0380 \text{ lb/s} \\ \rho &= 6,6238 \text{ kg/m}^3 \quad = 0,4133 \text{ lbm/ft}^3 \\ \mu &= 0,0143 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3,9 \times (2,0380)^{0,45} \times (0,4133)^{0,13} \\ &= 7,1284 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran nozzle 8 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

| | |
|---|--------------|
| <i>Nominal pipa size</i> | = 8,0000 in |
| <i>OD of pipe</i> | = 8,3750 in |
| <i>Flange Nozzle thickness (n)</i> | = 0,5000 in |
| <i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i> | = 8,3750 in |
| <i>Length offside of reinforcing plate (L)</i> | = 20,0250 in |
| <i>Widht of reinforcing plate (W)</i> | = 25.000 in |
| <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> | = 8,0000 in |
| <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> | = 6,0000 in |
| <i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i> | |
| <i>Regular, type H</i> | = 13,0000 |
| <i>Low, type C</i> | = 10,1250 in |
| Aliran Laminar | |

Nozzle Aliran Pendingin

Diketahui:

| | | |
|--------|----------------------------|------------------------------|
| G | = 19.925,8778 kg/jam | = 12,1946 lb/s |
| ρ | = 1,0560 kg/m ³ | = 0,0659 lbm/ft ³ |
| μ | = 2,0255 cp | |

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (12,1946/0,0659)^{0,45} \times (0,0659)^{0,13}$$

$$= 28,6952 \text{ in}$$

Diambil ukuran nozzle 20 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

| | |
|---|--------------|
| <i>Nominal pipa size</i> | = 20 in |
| <i>OD of pipe</i> | = 20 in |
| <i>Flange Nozzle thickness (n)</i> | = 0,5 in |
| <i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i> | = 20,1250 in |
| <i>Length offside of reinforcing plate (L)</i> | = 43 in |

| | |
|---|------------|
| <i>Widht of reinforcing plate (W)</i> | = 52,05 in |
| <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> | = 10 in |
| <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> | = 8 in |
| <i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i> | |
| <i>Regular, type H</i> | = 24 |
| <i>Low, type C</i> | = 21,05 in |
| Aliran Laminar | |

Nozzle Aliran Produk keluar

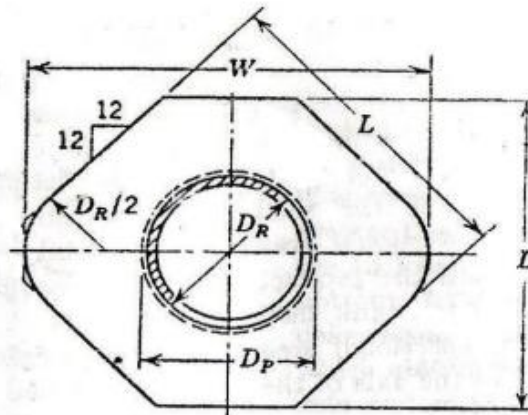
Diketahui:

| | | |
|--|----------------------------|------------------------------|
| G | = 3.330,0382 kg/jam | = 2,0380 lb/s |
| ρ | = 6,6238 kg/m ³ | = 0,4133 lbm/ft ³ |
| μ | = 0,0143 cp | |
| $Di_{opt} = 3,9 \times (2,0380)^{0,45} \times (0,4133)^{0,13}$ | | |
| = 7,1284 in | | |

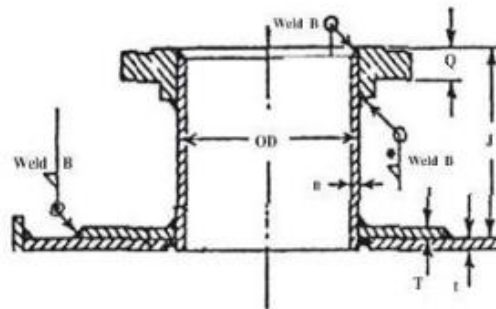
Diambil ukuran nozzle 8 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

| | |
|---|--------------|
| <i>Nominal pipa size</i> | = 8,0000 in |
| <i>OD of pipe</i> | = 8,3750 in |
| <i>Flange Nozzle thickness (n)</i> | = 0,5000 in |
| <i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i> | = 8,3750 in |
| <i>Length offside of reinforcing plate (L)</i> | = 20,0250 in |
| <i>Widht of reinforcing plate (W)</i> | = 25.000 in |
| <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> | = 8,0000 in |
| <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> | = 6,0000 in |
| <i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i> | |
| <i>Regular, type H</i> | = 13,0000 |
| <i>Low, type C</i> | = 10,1250 in |
| Aliran Laminar | |



(a)



(b)

Gambar D.8 Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

9. Penyangga Tumpukan Katalisator (*Bed support/Grid Support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Biasanya digunakan piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase, 1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan desain + tekanan karena katalis.

a. Tekanan Operasi

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Operasi} &= 1,2 \times 18 \text{ atm} \\ &= 21,6 \text{ atm} \\ &= 317,4336 \text{ psi}\end{aligned}$$

b. Tekanan karena katalis

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube* (luas penampang *tube* (a_t) = 0,7387 m²)

$$\begin{aligned}\text{Luas total pipa} &= Nt \times a_t \\ &= 1.322,9015 \times 0,7387 \text{ m}^2 \\ &= 977,1714 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perforated plate} &= 50\% \times \text{luas total pipa} \\ &= 50\% \times 977,1714 \text{ m}^2 \\ &= 488,5857 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan karena katalis} &= \frac{\text{Berat Katalis}}{\text{Luas penahan katalis}} \\ &= \frac{4.5524 \text{ kg}}{488,5857 \text{ m}^2} \\ &= 93,1751 \text{ kg/m}^2 \\ &= 0,1323 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tekanan total Perancangan

$$\begin{aligned}P \text{ total} &= \text{Tekanan Operasi} + \text{tekanan karena katalis} \\ &= 317,4336 \text{ psi} + 0,1323 \text{ psi} \\ &= 317,5659 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal *plate* dihitung dengan persamaan 13.27 Brownell & Young, 1959

$$t = d \sqrt{C' \left(\frac{P}{f} \right)}$$

Dengan:

t = tebal minimum *plate*

d = diameter *plate*

P = tekanan perancangan

F = maksimum *Allowable stress*, 12.650 psi (bahan yang digunakan *stainless steel* SA 167 grade 11 type 316)

C' = konstanta dari Appendix H Brownell & Young, 1957, C' = 0,75

$$\begin{aligned}
 t &= d \sqrt{C' \left(\frac{P}{f} \right)} \\
 &= 1,5475 \sqrt{0,75 \times \left(\frac{317,5659}{12.650} \right)} \\
 &= 0,2123 \text{ in}
 \end{aligned}$$

10. Tebal Pemegang Pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan:

$$t_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C$$

Dengan:

Konstanta desain, C_{ph} = 1,1

Diameter *shell*, D_p = 66,9238 in

Perbedaan tekanan, ΔP = 11,5458 psi

Ligament efficiency, λ = 0,5

Max allowable stress, f = 12.650 psi

Corrosion allowable, c = 0,25 in

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *stainless steel* SA 167 grade 11 type 316.

$$\begin{aligned}
 t_p &= C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C \\
 &= (1,1)(66,9238) \sqrt{\frac{11,4558}{0,5 \times 12.650}} + 0,25 \\
 &= 20,5716 \text{ in}
 \end{aligned}$$

11. *Innert Ballast*

Alat ini digunakan untuk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan. *Innert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-6 in, digunakan tinggi tumpukan 6 in.

12. *Distributor*

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

13. *Perhitungan flange, Bolt, dan Gasket dari Vessel*

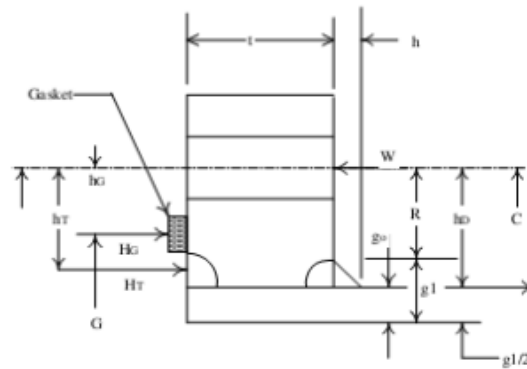
a. Sambungan *head* dengan *shell*

sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan:

| | |
|--|--------------------------------|
| Tekanan Desain | = 317,4336 psi |
| Material <i>flange</i> | = Carbon steel SA-240 grade A |
| <i>Bolting steel</i> | = Carbon steel SA-193 grade B6 |
| Material gasket | = Soft steel |
| Diameter luar <i>shell</i> , B | = 63,9238 in |
| Ketebalan <i>shell</i> | = 1,5 in |
| Diameter dalam <i>shell</i> | = 60,9238 in |
| <i>Yield stress</i> , y | = 18.000 in/lb ² |
| Faktor gasket, m | = 5,5 |
| Tegangan dari material <i>flange</i> (fa) | = 15.000 psi |
| Tegangan dari <i>bolting</i> material (fb) | = 20.000 psi |
| Densitas <i>shell</i> , ρ_{Shell} | = 7.801 kg/m ³ |

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut:



Gambar D.9 Tipe *flange* dan dimensinya

b. Perhitungan lebar gasket

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \\ &= \sqrt{\frac{18.000 - (317,4336 \times 5,5)}{18.000 - [317,4336(5,5+1)]}} \\ &= 1,0099 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell sehingga:

$$\begin{aligned} D_o &= 1,0099 \times 63,9238 \text{ in} \\ &= 64,5573 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (N):

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{64,5573 - 63,9238}{2} \\ &= 0,3167 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,3167 in

Diameter gasket rata-rata, $G = d_i + \text{lebar gasket}$

$$\begin{aligned} &= 63,9238 \text{ in} + 0,3167 \text{ in} \\ &= 64,2406 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Perhitungan Beban

Dari Fig. 12.12 Brownell & Young 1959 kolom 1 tipe 1.a

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{0,3167}{2} = 0,1584 \text{ in}$$

nilai $b = b_o$ jika $b_o \leq \frac{1}{4}$ in

sehingga $b = 0,1584$ in

$$\begin{aligned} W_{m_2} &= H_y \\ &= \pi \cdot b \cdot G \cdot y \\ &= 3,14 \times 0,1584 \times 64,2406 \times 18.000 \\ &= 575.032,8117 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_y = berat beban bolt maksimum (lb)

b = *effective* gasket (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 pada Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} H_p &= 2b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \\ &= 2(0,1584)(3,14)(64,2406)(5,5)(317,4336) \\ &= 111.549,0050 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan:

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (Fig 12.11 Brownell & Young 1959 hal 229)

b = *Effective* gasket (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 12.89 Brownell & Young, 1959.

$$H = \frac{\pi}{4} G^2 P$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3,14}{4} (64,2406)^2 (317,4336) \\
 &= 1.028.350,7994 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H + H_p \\
 &= 1.028.350,7994 \text{ lb} + 111.549,0050 \text{ lb} \\
 &= 1.139.899,8044 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diperoleh W_{m2} lebih kecil dari pada W_{m1} . Sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m2} = 575.032,8117 \text{ lb}$.

Keterangan:

- W_{m1} = beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)
 W_{m2} = beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)
 H = total *joint contact surface* (lb)
 d. Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

Perhitungan luas baut minimum dapat dihitung dengan persamaan 12.92 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned}
 Am_1 &= \frac{W_{m2}}{fb} \\
 &= \frac{575.032,8117}{20.000} \\
 &= 28,7516 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Keterangan:

Am_1 = total luas *bolt* pada kondisi operasi (in^2)

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan tabel 10.4 Brownell & Young, 1959. Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut:

| | |
|-----------------------------------|-------------------|
| <i>Root Area</i> | = 1 in^2 |
| <i>Bolt spacing standar, Bs</i> | = 3 in |
| <i>Minimal radian distance, R</i> | = 1,3750 in |
| <i>Edge distance, E</i> | = 1,0625 in |
| <i>Maximum fillet radius, r</i> | = 0,4375 in |

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Baut Minimum} &= \frac{A_{m1}}{\text{root area}} \\
 &= \frac{28,7516 \text{ in}^2}{0,5510 \text{ in}^2} \\
 &= 52,1808 \text{ buah} \\
 &= 52 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 52 buah.

$$\begin{aligned}
 \text{Bolt circle diameter, BC} &= ID + 2 ((1,145 \times g_o) + R) \\
 &= 60,9238 \text{ in} + 2 ((1,145 \times 0,25 \text{ in}) + 1,3750 \text{ in}) \\
 &= 64,2463 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *flange* luar:

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= BC + 2E \\
 &= 64,2463 \text{ in} + 2(1,0625 \text{ in}) \\
 &= 66,3713 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Cek lebar gasket:

$$\begin{aligned}
 \text{Ab aktual} &= N \text{ bolt} \times \text{root area} \\
 &= 52 \times 0,5510 \text{ in}^2 \\
 &= 28,6520 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum:

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\text{Ab aktual} \times f \text{ allow}}{2 \times y \times \pi \times G} \\
 &= \frac{28,6520 \times 12.650}{2 \times 18.000 \times 3,14 \times 64,2406} \\
 &= 0,0499 \text{ in} \quad (N_{\min} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi})
 \end{aligned}$$

e. Perhitungan moment:

1. Untuk *bolting up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (A_b + A_{m1}) \cdot f_a \\
 &= \frac{1}{2} (28,6520 + 28,7516) \times 15.000
 \end{aligned}$$

$$= 430.527,3044 \text{ lb}$$

Keterangan :

- W = berat beban (lb)
 A_{m2} = luas baut minimum (in²)
 A_b = luas *actual bolt* (in²)
 F_a = *allowable stress* (psi)

Hubungan lever arm diberikan pada persamaan 12.101 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (BC - G) \\ &= \frac{1}{2} (64,2463 - 64,2406) \\ &= 0,0029 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

- h_G = tahanan radial *circle bolt* (in)
 BC = *bolt circle* diameter (in)
 G = diameter gasket rata-rata (in)

Flange moment diberikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 430.527,3044 \text{ lb} \times 0,0029 \text{ in} \\ &= 1.238,6333 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

2. Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan $W = W_{m1} = 1.139.899,8044 \text{ lb}$

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (HD)

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785B^2P \\ &= 0,785 \times (63,9238)^2 \times (264,5280) \\ &= 848.529,1508 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- H_D = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)
 B = diameter dalam *flange* / *OD shell* (ft)
 P = tekanan operasi (psi)

The lever arm, h_D

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (BC - B) \\ &= \frac{1}{2} (64,2463 \text{ in} - 63,9238 \text{ in}) \\ &= 0,1613 \text{ in} \end{aligned}$$

The moment, M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 848.529,1508 \text{ lb} \times 0,1613 \text{ in} \\ &= 136.825,3256 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah:

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= W_{m1} - H \\ &= 1.139.899,8044 \text{ lb} - 1.028.350,7994 \text{ lb} \\ &= 111.549,0050 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka komponen dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 111.549,0050 \text{ lb} \times 0,0029 \text{ in} \\ &= 320.9281 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area *flange*, H_T :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 1.028.350,7994 \text{ lb} - 848.529,1508 \text{ lb} \\ &= 179.821,6485 \text{ lb} \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm*, h_T

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{1}{2} (h_D - h_G) \\ &= \frac{1}{2} (0,1613 \text{ in} + 0,0029 \text{ in}) \\ &= 0,0821 \text{ in} \end{aligned}$$

The moment

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 179.821,6485 \text{ lb} \times 0,0821 \text{ in} \\ &= 14.756,7952 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Jumlah *moment* untuk kondisi saat beroperasi, M_o :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 136.825,3256 \text{ lb.in} + 320.9281 \text{ lb.in} + 14.756,7952 \text{ lb.in} \\ &= 151.903,0488 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Sehingga *moment* saat beroperasi sebagai pengontrol:

$$M_{\max} = M_o = 151.903,0488 \text{ lb.in}$$

f. Perhitungan tebal *flange*

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}}$$

$$K = \frac{A}{B} = \frac{66,3713}{63,9238} = 1,0383$$

Dari figur 12.22 Brownell & Young 1959, dengan harga $K = 1,0672$

diperoleh:

$$Y = 51$$

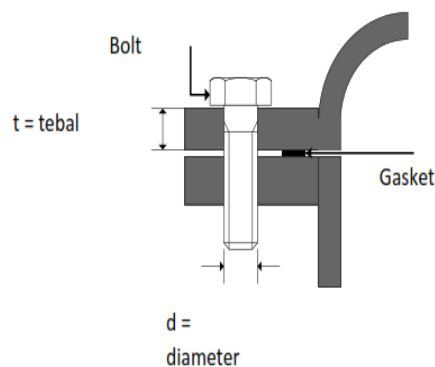
Sehingga:

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{51 \times 151.903,0488}{15.000 \times 63,9238}}$$

$$= 2,8424 \text{ in}$$

Sehingga diambil ketebalan *flange* = 2,9 in

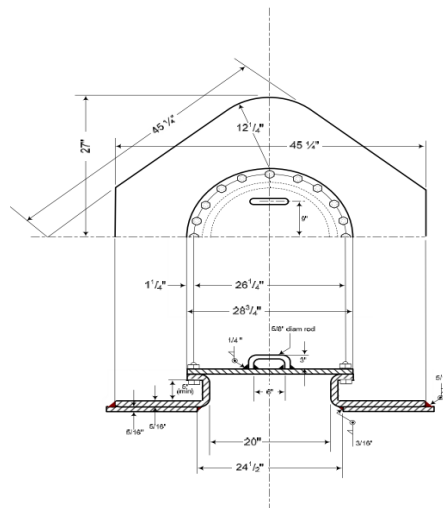


Gambar D.10 Detail untuk *flange and bolt* pada *head* reaktor

14. Penentuan *Manhole*

Manhole adalah lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Direncanakan *manhole* dipasang pada kolom bagian atas reaktor dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell & Young, 1959 Appendix F item 4) dengan spesifikasi:

| | |
|----------------------------------|-------------|
| Tebal <i>Manhole</i> | = 0,3750 in |
| Jumlah | = satu |
| Ukuran Potongan | |
| <i>Weld A</i> | = 0,1875 in |
| <i>Weld B</i> | = 0,3750 in |
| Panjang sisi | = 45,25 in |
| Lebar <i>reinforcement</i> , W | = 54 in |
| Diameter <i>manhole</i> , ID | = 20 in |
| Max diameter lubang, Dp | = 24,5 in |
| Diameter plat penutup | |
| <i>Cover plate</i> | = 28,75 in |
| Diameter <i>bolt circle</i> , Db | = 26,25 in |



Gambar D.11 *Manhole*

15. Berat Reaktor

Berat reaktor terdiri dari:

a. Berat Shell

$$\begin{aligned}\text{Berat shell} &= \frac{1}{4} \pi (\text{OD}_s^2 - \text{ID}_s^2) \cdot L_s \cdot \rho \\ &= \frac{1}{4} (3,14)(1,6237^2 - 1,5475^2)(7,3152)(7.801) \\ &= 10.824,6827 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. Berat head dan bottom

$$\begin{aligned}\text{Berat head dan bottom} &= V_{hb} \cdot \rho \\ &= 0,1436 \text{ m}^3 \times 7,801 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.120,2534 \text{ kg}\end{aligned}$$

c. Berat tube

$$\begin{aligned}\text{Berat tube} &= \frac{1}{4} \pi (\text{OD}_t^2 - \text{ID}_t^2) \cdot L_s \cdot \rho \\ &= \frac{1}{4} (3,14)(0,0335^2 - 0,0266^2)(7,3152)(7,801) \\ &= 18,5544 \text{ kg}\end{aligned}$$

d. Berat aksesoris pada reaktor1. *Nozzle* umpan reaktor`

Nozzle Benzena:

Ukuran = 8 in

Berat *Nozzle* = 39 lb = 17,6871 kg

Nozzle Propilena:

Ukuran = 8 in

Berat *Nozzle* = 39 lb = 17,6871 kg

2. *Nozzle* Produk

Ukuran = 8 in

Berat *Nozzle* = 39 lb = 17,6871 kg

3. *Nozzle* Pendingin shell

Ukuran = 20 in

Berat *Nozzle* = 170 lb = 77,0975 kg

4. *Manhole*

Ukuran = 20 in

$$\text{Berat Manhole} = 428 \text{ lb} = 194,1043 \text{ kg}$$

$$\text{Berat total aksesoris} = 324,2630 \text{ kg}$$

e. Berat Material dalam reaktor

$$\begin{aligned} \text{Berat gas} &= \frac{1}{4} \pi \cdot \text{ID}^2 \cdot \text{Lt} \cdot \rho \cdot \text{Nt} \\ &= \frac{1}{4} (3,14)(0,0266^2)(7,3152)(7,1939)(1.322,9015) \\ &= 38,7977 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Berat katalis} = 4.5524 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat pendingin} &= A_s \times L_t \times \rho \text{ pendingin} \\ &= 222,7023 \text{ m}^2 \times 7,3152 \text{ m} \times 1,0560 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.720,3420 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Total berat material dalam reaktor} = 6.283,1397 \text{ kg}$$

$$\text{Total berat reaktor} = 18.570,8933 \text{ kg}$$

16. Perhitungan *Stress* yang Terjadi pada Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Berat untuk perancangan} &= \text{berat total reaktor} \\ &= 18.570,8933 \text{ kg} \end{aligned}$$

a. Pengaruh angin dan gempa terhadap ketebalan *shell* menara

Perhitungan awal tebal *shell* dan *head* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu di cek pengaruh angin dan gempa.

$$\text{OD shell} = 63,9238 \text{ in} = 5,3270 \text{ ft} = 1,6237 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara} = 7,3152 \text{ m} = 295.7952 \text{ in} = 24 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 18 \text{ atm}$$

$$\text{sf} = 0,0762$$

$$\text{Tebal isolasi (asumsi)} = 0,06 \text{ ft} = 0,72 \text{ in} = 1,8288 \text{ cm}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{stainless steel SA 240 Grade C}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter, d} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3 \text{ icr} \\ &= 63,9238 + 63,9238 / 24 + 2(0,0762) + (2/3) \times 4 \\ &= 4,2056 \text{ in} = 0,35 \text{ ft} \end{aligned}$$

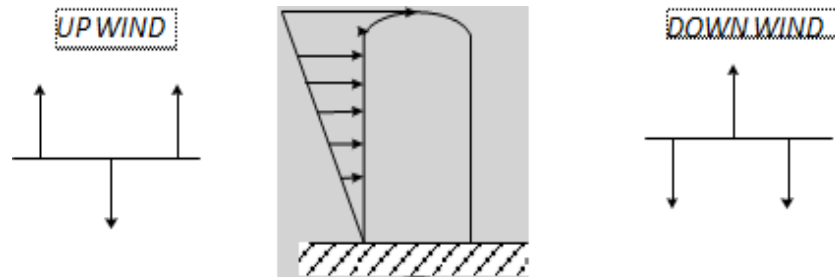
$$\text{Densitas shell } (\rho_s) = 7.801 \text{ kg/m}^3 = 487 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tebal} = 1,5 \text{ in} = 0,1250 \text{ ft}$$

$$\text{Beban head} = \frac{\pi d^2}{4} \times \frac{\rho}{1.728}$$

$$\text{Beban head} = \frac{(3,14)(4,2056)^2}{4} \times \frac{487}{1.728}$$

$$\text{Beban head} = 586,9634 \text{ lb} = 266,2362 \text{ kg}$$



Gambar D.11 Pengaruh angin dan gempa

b. Pemeriksaan Tebal shell

b.1 Stress pada kondisi operasi

$$d_i = 60,9238 \text{ in} = 5,0750 \text{ ft}$$

$$t_s = 1,5 \text{ in}$$

$$P \text{ desain} = 21,5855 \text{ atm} = 317,4336 \text{ psi}$$

$$C = 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{4(t_s - C)}$$

$$f_{ap} = \frac{317,4336 \times 60,9238}{4(1,5 - 0,25)}$$

$$= 3.867,8536 \text{ psi}$$

Keterangan:

f_{ap} = stress aksial shell (psi)

d = diameter dalam shell (in)

P = tekanan desain (psi)

t_s = tebal shell menara (in)

C = corrosion allowance (in)

$f_{dead wt shell} = (X \times ps)/144$

(Pers 9.3a, Brownell and Young 1959)

$$= (X \times 487)/144$$

$$= 3,3819 X$$

c. Attachment

$$W_{\text{top head}} = 8 \text{ lb/ft}$$

$$W_{\text{tangga (asumsi)}} = 25 \text{ lb/ft}$$

$$W_{\text{pipeover head vapor line (NPS 4 in, OD 4,5 in)}} = 5,69 \text{ lb/ft}$$

(Apendix K, Brownell and Young 1959)

$$W_{\text{shell}} = 10.824,6827 \text{ lb}$$

$$W_{\text{total}} = W_{\text{top head}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{shell}} + W_{\text{pipa}}$$

$$= 5,8695 + 25 + 10.824,6827 + 5,69$$

$$= 23.900,8715 X$$

Dari pers. 96 (Brownell and Young 1959)

$$D_m = \text{diameter shell}$$

$$= 60,9238 \text{ in} = 5,0750 \text{ ft}$$

$$t_s = 1,5 \text{ in} = 0,1250 \text{ ft}$$

17. Desain Skirt Support

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu. Ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending momen* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

a. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H_{hl} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Tabel 9.1, Brownell and Young 1959)}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 7,3152 \text{ m} = 24 \text{ ft}$$

$$OD_s = 63,9238 \text{ in}$$

$$H_1 (\text{level arm}) = H/2$$

$$= 24 \text{ ft} / 2$$

$$= 12 \text{ ft}$$

Dis (diameter menara dengan isolator) = ODs + tebal isolator

$$\text{Dis} = 63,9238 \text{ in} + 0,72 \text{ in}$$

$$= 64,6438 \text{ in} = 5,3848 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } M = 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,3848 \text{ ft} \times 24 \text{ ft} \times 12 \text{ ft}$$

$$= 38.770,7785 \text{ lb.ft}$$

b. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambung *skirt*)

$$M_T = M - hT(V - 0,5P_w D_{is} hT) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$V = \text{tegangan geser total } (P_w \cdot \text{Dis} \cdot H)$$

$$hT = \text{ketinggian } skirt = 10 \text{ ft} = 3.0480 \text{ m}$$

$$V = P_w \cdot \text{Dis} \cdot H$$

$$= 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,3848 \text{ ft} \times 24 \text{ ft}$$

$$= 3.230,8992 \text{ lb}$$

Momen pada batas penyambung:

$$M_T = 38.770,7785 - 10 [3.320,8982 - (0,5 \times 25 \times 5,3848 \times 10)]$$

$$= 13.192,8343 \text{ lb.ft}$$

c. Pemeriksaan terhadap *Stress* karena Gempa

Untuk ketinggian tebal menara (*vessel* + *skirt*)

$$= 7,3152 \text{ m} + 3.0480 \text{ m}$$

$$= 13,0480 \text{ m}$$

$$F_{dw} = \frac{\rho_{shell}}{144}$$

$$= \frac{4870 \text{ lb/ft}^3}{144}$$

$$= 33,8194 \text{ X lb/ft}^3$$

Berat menara pada kondisi operasi

$$\Sigma W = f_{dw} \times \pi \times d \times t_s$$

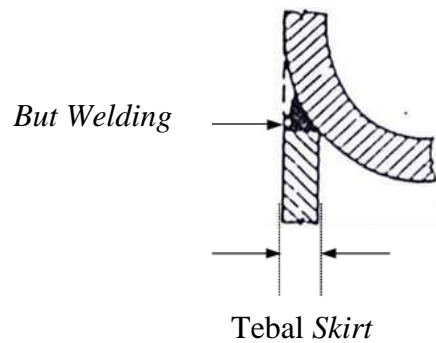
$$= 33,8194 \times 3,14 \times 60,9238 \times 1,5$$

$$= 9.704,5174 \text{ lb}$$

$$= 4.401,8915 \text{ kg}$$

$$= 4,40 \text{ ton}$$

d. Menentukan tebal skirt



Gambar D.12 Skirt

Diketahui:

$$W = 9.704,5174 \text{ lb}$$

$$S = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$r = 2,2 \text{ ft}$$

$$t = \frac{12 \cdot MT}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E}$$

$$t = \frac{12(13.192,8343)}{(12.650)^2 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8} + \frac{9.704,5174}{5,3848 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8}$$

$$t = 9,49 \text{ in}$$

Digunakan tebal skirt 10 in

e. Desain Anchor Bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada *concrete fondation*, skirt atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel. Pada vessel yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar mereka kuat pada *concrete pondation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlalu dekat yakni tidak kurang dari 18 in. Pada vessel diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi,

sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

f. Desain anchor bolt chair

Anchor bolt desain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat. Digunakan *bolt* dengan ukuran 2 in maka dari tabel standar *anchor bolt chair*. Tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Short cuts to anchor bolting and base ring sizing*, Petroleum Refiner, Juni 1963 (Megesy hal 76, 1983).

| DIMENSIONS inches | | | | | | | |
|-------------------------------|-------------------------------|---|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| Anchor bolt diam. | A | B | C | D | E | F | G |
| 1 | 1 ³ / ₄ | 3 | 2 ¹ / ₂ | 1/2 | 3/4 | 1 ¹ / ₄ | 1 ¹ / ₂ |
| 1 ¹ / ₈ | 1 ⁷ / ₈ | 3 | 2 ¹ / ₂ | 1/2 | 3/4 | 1 ³ / ₈ | 1 ⁵ / ₈ |
| 1 ¹ / ₄ | 2 | 3 | 2 ¹ / ₂ | 1/2 | 1 | 1 ¹ / ₂ | 1 ³ / ₄ |
| 1 ³ / ₈ | 2 ¹ / ₈ | 4 | 3 | 5/8 | 1 | 1 ⁵ / ₈ | 1 ⁷ / ₈ |
| 1 ¹ / ₂ | 2 ¹ / ₄ | 4 | 3 | 5/8 | 1 ¹ / ₄ | 1 ³ / ₄ | 2 |
| 1 ⁵ / ₈ | 2 ³ / ₈ | 4 | 3 | 5/8 | 1 ¹ / ₄ | 1 ⁷ / ₈ | 2 ¹ / ₈ |
| 1 ³ / ₄ | 2 ¹ / ₂ | 5 | 3 ¹ / ₂ | 3/4 | 1 ¹ / ₂ | 2 | 2 ¹ / ₄ |
| 1 ⁷ / ₈ | 2 ⁵ / ₈ | 5 | 3 ¹ / ₂ | 3/4 | 1 ¹ / ₂ | 2 ¹ / ₈ | 2 ³ / ₈ |
| 2 | 2 ³ / ₄ | 5 | 3 ¹ / ₂ | 3/4 | 1 ³ / ₄ | 2 ¹ / ₄ | 2 ¹ / ₂ |
| 2 ¹ / ₄ | 3 | 6 | 4 | 1 | 1 ³ / ₄ | 2 ¹ / ₂ | 2 ³ / ₄ |
| 2 ¹ / ₂ | 3 ¹ / ₄ | 6 | 4 | 1 | 2 | 2 ³ / ₄ | 3 |
| 2 ³ / ₄ | 3 ¹ / ₂ | 7 | 5 | 1 ¹ / ₄ | 2 ¹ / ₂ | 3 | 3 ¹ / ₄ |
| 3 | 3 ³ / ₄ | 7 | 5 | 1 ¹ / ₄ | 2 ¹ / ₂ | 3 ¹ / ₄ | 3 ¹ / ₂ |

The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

Gambar D.7 Dimensions inches anchor bolt

A = 2,75 in

B = 5 in

C = 3,5 in

D = 0,75 in

E = 1,75 in

F = 2,25 in

G = 2,5 in

D.3 Kolom Distilasi I (MD-301) oleh Emil Izmilia (NIM. 190140060)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Memurnikan produk Isopropil Benzena dari Bahan baku Benzena dan Propilena |
| Bentuk | : Silinder vertikal dengan alas tutup ellipsoidal |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA – 285 grade C</i> |
| Jenis | : <i>Plate tower</i> (kolom distilasi dengan <i>sieve tray</i>) |
| Jumlah | : 1 unit |
| Kode | : MD-301 |
| Jenis | : <i>Sieve Tray</i> |

Prinsip Kerja : Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang *tray/plate* yang terdispersi oleh liquid yang mengalir diatasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai refluks. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.

Perhitungan yang dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (MD-301), meliputi:

1. Kondisi operasi
2. Beban kondensor dan reboiler
3. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan *head* menara
4. Spesifikasi *plate*
5. Cek kondisi aliran (*flooding* dan *weeping*)
6. Isolasi (ketebalan)
7. Spesifikasi alat penunjang Menara distilasi

D.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi I (MD-301)

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tabel. 9.22, ludwig, 1980)

2. Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

D.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Carbon Steel* SA-283 grade C dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

D.3.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi dan neraca massa pada kolom distilasi (MD-301) dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel D.6 Neraca Massa pada Kolom Distilasi (MD-301)

| Komponen | Inlet (Kg/jam) | | Outlet (Kg/jam) | |
|---|-------------------|----------|-------------------|------------|
| | F11 | F12 | F12 | F13 |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 58,1610 | 58,1610 | | |
| Propana (C ₃ H ₈) | 7,3568 | 7,3568 | | |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 107,7000 | 88,5693 | | 19,1307 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,2547 | | | 0,2547 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 3.156,5656 | | | 3.156,5657 |
| Subtotal | 3.330,0338 | 154,0871 | | 3.175,9467 |
| Total | 3.330,0383 | | 3.330,0383 | |

Tabel D.7 Kondisi Operasi pada Kolom Distilasi (MD-301)

| Kondisi | Temperatur (°C) | Tekanan (KPa) | Laju alir (Kg/jam) |
|-------------------|-----------------|---------------|--------------------|
| <i>Feed</i> masuk | 115 | 101,3 | 3.330,0383 |
| <i>Top</i> | 103,4 | 101,3 | 154,0871 |
| <i>Bottom</i> | 150,9 | 101,3 | 3.175,9467 |

Tabel D.8 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (MD-301)

| Bagian | Viskositas (cP) | Densitas, ρ (Kg/m³) |
|-------------------|------------------------|---|
| <i>Feed</i> masuk | 0,2759 | 112,8819 |
| <i>Top</i> | 0,0091 | 2,6345 |
| <i>Bottom</i> | 0,2119 | 746,3020 |

Tabel D.9 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (MD-301)

| Komponen | <i>Feed</i> | <i>Top</i> | <i>Bottom</i> |
|---|--------------------|-------------------|----------------------|
| Propilena (C ₃ H ₆) | 0,0475 | 0,5152 | 0 |
| Propana (C ₃ H ₈) | 0,0057 | 0,0622 | 0 |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 0,0472 | 0,4226 | 0,0092 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,0001 | 0 | 0,0001 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 0,8995 | 0 | 0,9907 |
| Total | 1 | 1 | 1 |

Perhitungan yang dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (MD-301), meliputi:

1. Kondisi operasi
2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan *head* menara
3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang kolom

1. Menentukan Kondisi operasi

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode *Underwood*, *Erbar-Maddox*, and *Kirkbride Method*. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut :

- a. Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi.
- b. Menentukan Volatilitas Rata-rata
- c. Mengecek pemilihan light key component (LK) dan heavy key component (HK) dengan persamaan pada buku Treybal tahun 1981.

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} = \frac{(\alpha_j - 1)x_{LK,D} \cdot D}{(\alpha_{LK} - 1)x_{LK,F} \cdot F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j)x_{HK,D} \cdot D}{(\alpha_{LK} - 1)x_{HK,F} \cdot F} \dots\dots\dots(D.1)$$

(Treybal, 1981 pers. 9.164)

d. Menghitung jumlah plate minimum dengan persamaan Fenske.

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \dots\dots\dots(D.2)$$

(Coulson, 1983, pers. 11.58)

e. Menghitung refluks minimum dengan persamaan Colburn & Underwood.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \dots\dots\dots(D.3)$$

(Coulson, 1983, pers. 11.61)

Nilai θ dapat dicari dari persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots(D.4)$$

(Coulson, 1983, pers. 11.61)

f. Menentukan lokasi feed plate dengan persamaan Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \cdot \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \dots\dots\dots(D.5)$$

(Coulson, 1983, pers. 11.62)

a. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur bubble point dan dew point pada tekanan 1 atm.

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$P^\circ = \text{EXP} (A - ((B)/(T+C)))$$

Konstanta untuk tiap – tiap komponen dapat dilihat pada tabel D.3.5

Tabel D.10 Konstanta Tekanan Uap

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|--------|----------|
| Propilena (C ₃ H ₆) | 6,8879 | 856,01 | 246,5100 |
| Propana (C ₃ H ₈) | 6,80398 | 803,81 | 246,9900 |

| | | | |
|---|---------|-----------|----------|
| Benzena (C ₆ H ₆) | 6,90565 | 1211,0330 | 220,7900 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 6,95464 | 1344,8000 | 219,4820 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 6,93666 | 1460,7930 | 207,7770 |

- **Cara menentukan temperatur *bubble point* feed**

Pada keadaan bubble point, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$.

Dimana :

y_i = Fraksi mol uap

K_i = Nilai hubungan fasa uap-cair

$K_i = P_i/P$

x_i = fraksi mol cair

$x_i = n_i/n_{total}$

Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$, maka akan diperoleh temperatur bubble point feed. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel D.3.6 sebagai berikut :

Tabel D.11 Hasil trial untuk penentuan bubble point feed

| Masuk Distilasi | | | | | |
|---|----------|--------|------------|---------------|-----------------------|
| Komponen | Kmol/jam | X_i | P_i mmhg | $K_i (P_i/P)$ | $Y_i = X_i \cdot K_i$ |
| Propilena (C ₃ H ₆) | 1,3822 | 0,0473 | 13589,0384 | 17,8803 | 0,8466 |
| Propana (C ₃ H ₈) | 0,1668 | 0,0057 | 16643,4044 | 21,8992 | 0,1252 |
| Benzena (C ₆ H ₆) | 1,3788 | 0,0472 | 453,7004 | 0,5970 | 0,0282 |
| Toluena (C ₇ H ₈) | 0,0028 | 0,0001 | 163,9415 | 0,2157 | 0,00002 |
| Isopropil Benzena (C ₉ H ₁₂) | 26,2609 | 0,8996 | 36,8396 | 0,0485 | 0,0436 |
| Total | 29,1915 | 1 | 30886,9243 | 40,6407 | 1 |

- **Menentukan temperatur *dew point* distilat**

Pada keadaan dew point, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur dew point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel D.3.7 berikut.

Tabel D.12 Hasil trial untuk penentuan dew point (top destilat)

| komponen | kmol/jam | fraksi, y_i | log p | p | k_i | $x_i = y_i/k_i$ |
|---|---------------|---------------|----------------|--------------------|----------------|-----------------|
| Propilena (C_3H_6) | 1,3822 | 0,5152 | 4,0542 | 11.328,7099 | 14,9062 | 0,0346 |
| Propana (C_3H_8) | 0,1668 | 0,0622 | 4,1473 | 14.037,3073 | 18,4701 | 0,0034 |
| Benzena (C_6H_6) | 1,1339 | 0,4226 | 2,5236 | 333,8605 | 0,4393 | 0,9621 |
| Toluena (C_7H_8) | 0 | 0 | 2,0654 | 116,2473 | 0,1530 | 0 |
| Isopropil Benzena (C_9H_{12}) | 0 | 0 | 1,3896 | 24,5263 | 0,0323 | 0 |
| Total | 2,6829 | 1 | 14,1800 | 25.840,6513 | 34,0009 | 1 |

Hasil trial temperatur = 55,57 °C

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai X_i harus = 1.

- **Menentukan temperatur *bubble point* bottom**

Pada keadaan bubble point, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur bubble point bottom. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut pada tabel D.3.8.

Tabel D.13 Hasil trial untuk penentuan bubble point bottom

| komponen | kmol/jam | fraksi, x_i | log p | p | k_i | $y_i = x_i.k_i$ |
|---|----------------|---------------|----------------|---------------------|-----------------|-----------------|
| Propilena (C_3H_6) | 0 | 0 | 4,7324 | 54.001,9391 | 71,0552 | 0 |
| Propana (C_3H_8) | 0 | 0 | 4,7824 | 60.586,5071 | 79,7191 | 0 |
| Benzena (C_6H_6) | 0,2449 | 0,0092 | 3,6450 | 44.15,8418 | 5,8103 | 0,0537 |
| Toluena (C_7H_8) | 0,0028 | 0,0001 | 3,3210 | 2.094,3396 | 2,7557 | 0,0003 |
| Isopropil Benzena (C_9H_{12}) | 26,2609 | 0,9907 | 2,8608 | 725,6924 | 0,9549 | 0,9459 |
| Total | 26,5086 | 1 | 19,3416 | 12.1824,3199 | 160,2952 | 1 |

Hasil trial temperature = 150,62 °C

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai yi harus = 1.

b. Pemilihan *Light Key* (LK) dan *Heavy Key* (HK)

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light Key (LK) : C₆H₆ (K komponen kunci , Harga K lebih besar)

Heavy Key (HK) : C₉H₁₂ (K komponen kunci , Harga K lebih kecil)

Tabel D.14 Pemilihan Komponen Kunci

| Komponen | K feed | α_{ij} (F) | K Distilasi | α_{ij} (D) | K Bottom | α_{ij} (B) |
|--------------------------------|---------|-------------------|-------------|-------------------|----------|-------------------|
| C ₃ H ₆ | 17,8803 | 368,8706 | 14,9062 | 461,8998 | 71,0552 | 74,4144 |
| C ₃ H ₈ | 21,8992 | 451,7805 | 18,4701 | 572,3361 | 79,7191 | 83,4879 |
| C ₆ H ₆ | 0,5970 | 12,3156 | 0,4393 | 13,6123 | 5,8103 | 6,0850 |
| C ₇ H ₈ | 0,2157 | 4,4501 | 0,1530 | 4,7397 | 2,7557 | 2,8860 |
| C ₉ H ₁₂ | 0,0485 | 1 | 0,0323 | 1 | 0,9549 | 1 |
| TOTAL | 40,6407 | 838,4168 | 34,0009 | 1.053,5879 | 160,2952 | 167,8732 |

c. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots(D.6)$$

(Coulson,1985)

Keterangan:

α_{avg} = Volatilitas relatif rata – rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh nilai α_{avg} sebagai berikut :

Tabel D.15 Nilai α avg tiap komponen

| Komponen | α_{top} | α_{bottom} | α_{avg} |
|--------------------------------|----------------|-------------------|----------------|
| C ₃ H ₆ | 461,8998 | 74,4144 | 185,3968 |
| C ₃ H ₈ | 572,3361 | 83,4879 | 218,5935 |
| C ₆ H ₆ | 13,6123 | 6,0850 | 9,1012 |
| C ₇ H ₈ | 4,7397 | 2,8860 | 3,6985 |
| C ₉ H ₁₂ | 1 | 1 | 1 |
| TOTAL | 1053,5879 | 167,8732 | 417,7899 |

d. Menghitung Jumlah Plat Minimum (Nm)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave, LK}} \dots \dots \dots (D.7)$$

(Coulson, 1983. pers .11.58)

Keterangan:

Nm = Jumlah plate minimum

X_{LK} = Fraksi mol Light KeyX_{HK} = Fraksi mol Heavey Key $\alpha_{average, LK}$ = relatif volatilitas Light Key rata-rata.

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{0,5152}{0,4226} \right) \log \left(\frac{0,9907}{0,0092} \right)}{\log 9,1912}$$

$$N_m = 2,21$$

e. Menentukan Refluk Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \dots \dots \dots (D.8)$$

(Coulson, 1989)

Karena feed yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$.

Substitusi persamaan (12) menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(a_i - \theta)} = 0 \dots\dots\dots(D.9)$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(a_i - \theta)} = R_m + 1 \dots\dots\dots(D.10)$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

α_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

$x_{i,F}$ = Fraksi mol komponen i dalam feed

$x_{i,D}$ = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(a_i - \theta)} = 0$. Nilai θ harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel D.16 Hasil trial nilai θ feed

| Komponen | $x_{i,F}$ | α_i, F | $\alpha_i \cdot x_{i,F}$ | $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(a_i - \theta)} = 0$ |
|--------------------------------|-----------|---------------|--------------------------|---|
| C ₃ H ₆ | 0,4716 | 368,8706 | 173,9712 | 0,4732 |
| C ₃ H ₈ | 0,0569 | 451,7805 | 25,7190 | 0,0571 |
| C ₆ H ₆ | 0,4705 | 12,3156 | 5,7944 | 0,5211 |
| C ₇ H ₈ | 0,0009 | 4,4501 | 0,0042 | 0,0013 |
| C ₉ H ₁₂ | 8,9610 | 1,0000 | 8,9610 | -45,8599 |
| TOTAL | 1 | 838,4168 | 214,4498 | 1,0526 |

Tabel D.17 Hasil trial nilai θ

| Komponen | x_i, D | α_i, D | $\alpha_i \cdot x_i, D$ | $\sum \frac{\alpha_i \times x_i, D}{(\alpha_i - \theta)} = 0$ |
|-------------|----------|---------------|-------------------------|---|
| C_3H_6 | 0,5152 | 461,8998 | 237,9585 | 0,5165 |
| C_3H_8 | 0,0622 | 572,3361 | 35,5900 | 0,0623 |
| C_6H_6 | 0,4226 | 13,6123 | 5,7532 | 0,4633 |
| C_7H_8 | 0 | 4,7397 | 0,0000 | 0 |
| C_9H_{12} | 0 | 1 | 0 | 0 |
| TOTAL | 1 | 1053,5879 | 279,3017 | 1,0422 |

Maka :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_i, F}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

$$18.00832 = R_m + 1$$

$$R_m = 1,0442 - 1$$

$$R_m = 0,0422$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993) Maka dapat diambil:

$$R \text{ Operasi} = 1,5 \times R_m$$

$$R \text{ Operasi} = 1,5 \times 0,0422$$

$$R \text{ Operasi} = 0,0632$$

f. Penentuan Jumlah Plate

Persamaan yang cukup akurat menjabarkan korelasi Gilliland ini adalah persamaan Molokanov

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.7X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right] \dots \dots \dots (D.11)$$

(Walas, S.M., P.397)

Dengan :

$$X = \frac{(R - R_m)}{(R + 1)} = 0,0198$$

$$Y = 0,6622$$

Maka jumlah plate :

$$N = \frac{((Nm + Y))}{(1 - Y)} = 8,49$$

Efficiency plate, Eo

$$\mu \text{ camp} = 0,01 \text{ cp}$$

$$Eo = 51 - 32,5 \log (\mu \text{camp} \times \text{avg})$$

$$Eo = 0,2763$$

Jumlah Plate Aktual (perancangan)

$$N_{\text{actual}} = N/Eo$$

$$N = 30,7373 \text{ stages (termasuk reboiler)}$$

$$= 31 \text{ dibulatkan (termasuk reboiler)}$$

$$N = 31 - 1$$

$$N = 30 \text{ (tidak termasuk reboiler)}$$

g. Menentukan Letak Plat Umpan

Menentukan lokasi feed tray dengan persamaan Kirkbride

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \dots \dots \dots (D.12)$$

(Coulson ,1983,pers .11.62) (D.12)

Keterangan :

Nr : Number of stage di atas feed

Ns : Number of stage di bawah feed

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$\text{Log (Nr/Ns)} = 0,3573$$

$$\text{Nr/Ns} = 2,2769$$

$$\text{Nr+Ns} = N_{\text{act}} - 1$$

$$N_s = 14,3428$$

Jadi feed terletak antara plate 14 dengan 15

2. Menentukan Spesifikasi Tray

a. Menentukan sifat fisika bahan

Densitas pada suhu keluaran atas 328,72 K

Tabel D.18 Perhitungan Densitas liquid Distilat

| Komponen | BM (kg/kmol) | Distilat (kg/h) | yD | ρ (kg/m ³) | yD. ρ |
|--------------------------------|-----------------|--------------------|--------|--------------------------------|------------|
| C ₃ H ₆ | 42,08 | 58,1610 | 0,5152 | 1.560,0251 | 803,6835 |
| C ₃ H ₈ | 44,097 | 7,3568 | 0,0622 | 1.634,8010 | 101,6581 |
| C ₆ H ₆ | 78,11 | 88,5692 | 0,4226 | 2.895,7595 | 1.223,8718 |
| C ₇ H ₈ | 92,14 | 0 | 0 | 3.415,8915 | 0 |
| C ₉ H ₁₂ | 120,2 | 0 | 0 | 4.456,1553 | 2.129,2134 |

$$\rho \text{ liquid} = 2.129,2134$$

$$\text{BM campuran} = 57,4332$$

$$\rho \text{ vapor} = 1.651,6389$$

Tabel D.19 Perhitungan Densitas liquid Bottom

| Komponen | BM (kg/kmol) | Bottom (kg/h) | x _B | ρ (kg/m ³) | x _B . ρ |
|--------------------------------|-----------------|------------------|----------------|--------------------------------|-------------------------|
| C ₃ H ₆ | 42,08 | 0 | 0 | 1.560,0251 | 0 |
| C ₃ H ₈ | 44,097 | 0 | 0 | 1.268,1213 | 0 |
| C ₆ H ₆ | 78,11 | 19,1263 | 0,0092 | 2.895,7595 | 26,7485 |
| C ₇ H ₈ | 92,14 | 0,2548 | 0,0001 | 3.415,8914 | 0,3563 |
| C ₉ H ₁₂ | 120,2 | 3.156,657 | 0,9907 | 4.456,1553 | 4.414,5283 |

$$\rho \text{ liquid} = 4.414,5283$$

$$\text{BM campuran} = 119,8083$$

$$\rho \text{ vapor} = 3.445,3918$$

b. Menghitung Tegangan Permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12} \dots \dots \dots (D.13)$$

(Coulson, 1983,pers .8.23.hal .258)

Keterangan :

σ = Tegangan permukaan (dyne/cm)

P_{ch} = Sudgen's parachor

ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

ρ_v = Densitas uap (kg/m³)

M = Berat molekul (kg/kmol)

Tegangan permukaan mix top dan bot hasil perhitungan adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\sigma_{\text{mixed top}} &= 436,2124 \text{ dyne/cm} \\ &= 0,4362 \\ \sigma_{\text{mixed top}} &= 104,6040 \text{ dyne/cm} \\ &= 0,1046\end{aligned}$$

c. Menentukan Diameter Menara

Tinggi plate spacing pada umumnya antara 0,3 – 0,6 m

(Coulson, 1983, hal.448)(D.14)

Diambil plate spacing = 0,55 m.

Dari neraca massa diketahui :

Laju alir massa bagian atas

Feed = F = 3.330,0383 kg/jam

Top produk = D = 154.0870 kg/jam

Liquid rate = L = ($R \times D$) = 9,7434 kg/jam

Vapor rate = V = ($L + D$) = 163,8304 kg/jam

Laju alir massa bagian bawah

Bottom produk = B = 3.175,9468 kg/jam

Vapor rate = V = ($R \times B$) = 200,8253 kg/jam

Liquid rate = L = ($V + B$) = 3.376,7721 kg/jam

Liquid-vapor flow factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \dots\dots\dots D.15)$$

(Coulson, 1983, pers.11.82)

Keterangan :

F_{LV} = Liquid-vapor flow factor

L_w = Laju alir massa cairan (kg/h)

V_w = Laju alir massa uap (kg/h)

ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

ρ_v = Densitas uap (kg/m³)

$$F_{LV, \text{ top}} = \frac{9,7434}{163,8304} \sqrt{\frac{1.651,6389}{2.129,2134}}$$

$$F_{LV, \text{ top}} = 0,0524$$

Untuk tray spacing = 0,55 m dan FLV = 0,0524, maka $K_1 = 0,11$

(Coulson, 1983, fig.11.27)(D.16)

Koreksi nilai K_1 bottom:

$$K_1 \text{ top} = K_1 \left[\frac{\sigma \text{ top}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K_1 \text{ top} = 0,000046$$

$$F_{LV, \text{ bot}} = \frac{3.376,7721}{200,8253} \sqrt{\frac{3.445,8318}{4.441,6332}}$$

$$F_{LV, \text{ bot}} = 14,8092$$

Untuk tray spacing = 0,55 m dan FLV = 14,8092, maka $K_1 = 0,09$

(Coulson, 1983, fig.11.27)(D.17)

Koreksi nilai K_1 bottom:

$$K_1 \text{ bot} = K_1 \left[\frac{\sigma \text{ bot}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K_1 \text{ bot} = 0,000031$$

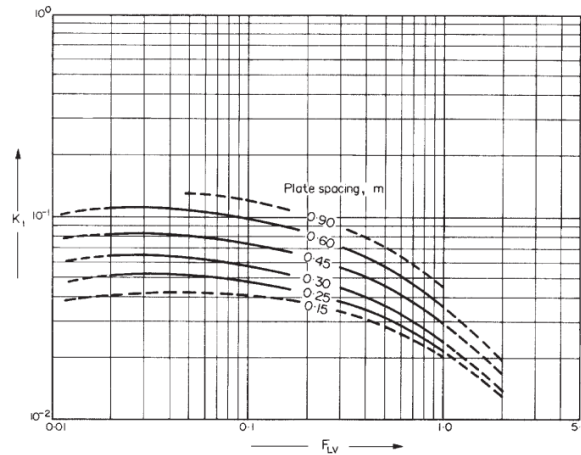


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Gambar D.13 Grafik 11.27 (Coulson, 1983)

d. Menentukan Kecepatan Flooding

$$u_f = K_1' \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \dots\dots\dots (D.18)$$

(Coulson, 1983, pers.11.8)

Keterangan :

U_f = Kecepatan flooding (m/s)

K_1 = Konstanta

Kecepatan *flooding* bagian atas (top) :

$$U_f \text{ top} = 0,000046 \sqrt{\frac{2.129,2134 - 1.651,6389}{2.129,2134}}$$

$$U_f \text{ top} = 0,000025 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah (bottom) :

$$U_f \text{ bot} = 0,000031 \sqrt{\frac{4.441,6332 - 3.445,3918}{4.441,3918}}$$

$$U_f \text{ bot} = 0,000017 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983hal.459), untuk perancangan diambil $u_v = 80 \% u_f$.

Kecepatan uap pada bagian atas (top) :

$$\begin{aligned} U_{v, \text{ top}} &= 80\% \times U_f \text{ top} \\ &= 80\% \times 0,000025 \\ &= 0,000020 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_v, \text{ bot} &= 80\% \times U_f \text{ bot} \\
 &= 80\% \times 0,000017 \\
 &= 0,000013 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan laju alir volumetrik maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v} \dots\dots\dots(D.19)$$

Keterangan :

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum (m^3 /s)

V_w = Laju alir massa uap (kg/s)

ρ_v = Densitas uap (m^3 /s)

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$Q_v \text{ top} = \frac{163,8304 \text{ kg/h}}{1.651,6389 \times 3600 \text{ s/h}}$$

$$Q_v \text{ top} = 0,000028 \text{ m}^3/s$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (bottom) :

$$Q_v \text{ bot} = \frac{200,8253 \text{ kg/h}}{1.651,6389 \times 3600 \text{ s/h}}$$

$$Q_v \text{ bot} = 0,00034 \text{ m}^3/s$$

f. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v} \dots\dots\dots(D.20)$$

Keterangan :

A_n = Luas area netto (m^2)

Q_v = Laju alir volumetrik (m^3 /s)

U_v = Kecepatan uap (m/s)

Luas area netto bagian atas (top) :

$$A_n, \text{ top} = \frac{0,000028}{0,000020}$$

$$A_n, \text{ top} = 1,4019 \text{ m}^2$$

Luas area netto bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned} \text{An, bot} &= \frac{0,000034}{0,000013} \\ \text{An, bot} &= 2,5094 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

g. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

Menghitung Luas Penampang Lintang Menara :

$$Ac = \frac{An}{1-Ad} \dots\dots\dots(D.21)$$

Luas penampang downcomer (Ad)= 20 % dari luas keseluruhan, sehingga :

$$Ac, \text{ top} = \frac{1,4019}{1-0,2}$$

$$Ac, \text{ top} = 1,7524 \text{ m}^2$$

$$Ac, \text{ bot} = \frac{2,5094}{1-0,2}$$

$$Ac, \text{ bot} = 3,1368 \text{ m}^2$$

h. Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan Flooding

$$\text{Menghitung Diameter Menara (Dc) : } \sqrt{\frac{4 \times Ac}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (top) :

$$Dc, \text{ top} = \sqrt{\frac{4 \times 1,7524}{3,14}}$$

$$Dc, \text{ top} = 1,4941 \text{ m}$$

Diameter menara bagian bawah (bottom) :

$$Dc, \text{ bot} = \sqrt{\frac{4 \times 3,1368}{3,14}}$$

$$Dc, \text{ bot} = 1,9990 \text{ m}$$

i. Menentukan Jenis Aliran (Flow Pattern)

Kecepatan volumetris maksimum cairan :

$$QL, B = \frac{Lw,B}{\rho L,B}$$

$$QL, B = \frac{3.376,7721}{4.441,6332}$$

$$QL, B = 0,00021 \text{ m}^3/\text{s}$$

Keterangan:

$Q_{L.bot}$ = laju alir volumetrik bagian bottom (m³ /s)

L_w = laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

ρ_l = densitas cairan bagian bottom (kg/m³)

Dari fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk $Q_{L,B} = 0.00021$ m³/s maka jenis alirannya adalah cross flow (single pass).

j. Perancangan Tray

Tray Spacing = 0,55 m = 1,8046 ft = 21,6535 in

Diameter tray, (D_c) = 1,5 m = 4,921 ft = 59,0550 in

Luas tray, (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \pi/4 \times D_c^2 \dots\dots\dots (D.22) \\ &= 3,14/4 \times (1,5)^2 \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas downcomer, (A_d)

$$\begin{aligned} A_d &= 0,12 A_c \dots\dots\dots (D.23) \\ &= 0,12 \times 1,7663 \text{ m}^2 \\ &= 0,2120 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas netto, (A_n)

$$\begin{aligned} A_n &= A_c - A_d \dots\dots\dots (D.24) \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 - 0,2120 \text{ m}^2 \\ &= 1,5543 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas aktif, (A_a)

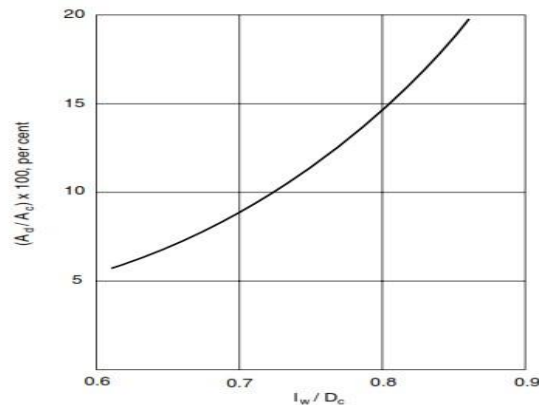
$$\begin{aligned} A_a &= A_c - 2 A_d \dots\dots\dots (D.25) \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 - 2 \times 0,2120 \text{ m}^2 \\ &= 1,3424 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas hole, (A_h)

$$\begin{aligned} A_h &= 0,03 A_a \dots\dots\dots (D.26) \\ &= 0,03 \times 1,3424 \text{ m}^2 \\ &= 0,0403 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari figure 11.31 (Coulson, 1983), untuk $A_d/A_c = 0,12$, maka:

$$\begin{aligned}
 L_w/D_c &= 0,77 \\
 \text{Panjang weir, } l_w &= 0,77 \times D_c \\
 &= 0,77 \times 1,5 \text{ m} \\
 &= 1,1550 \text{ m} = 3,7896 \text{ ft} = 45,4724 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Gambar D.14 Grafik penentuan panjang weir

a. Tinggi Weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi weir yang digunakan antara 40 - 90 mm (Coulson, 1983). Tinggi weir yang direkomendasikan adalah 50,8 mm (Hysys, 2023)

$$\text{Tinggi weir yang digunakan (} h_w \text{)} = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} = 0,1641 \text{ ft}$$

b. Diameter Hole (d_h)

Diameter hole yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm (Coulson, 1983).

$$\text{Diameter hole yang digunakan} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m} = 0,0164 \text{ ft} = 0,1968 \text{ in}$$

c. Tebal tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal plate yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal plate yang digunakan = 5 mm = 0,005 m = 0,0164 ft (Coulson, 1983).

d. Layout tray

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal. 465), untuk $l_w/D_c = 0,77$, maka $\theta_c = 90^\circ$.

Derajat *tray edge*

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 180^\circ - 90^\circ \\ &= 90^\circ\end{aligned}$$

$$L_h/D_c = 0,2$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned}L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - h_w) \dots\dots\dots (D.27) \\ &= \frac{90}{180} \times 3,14 \times (1,5 - 0,05) \\ &= 2,2765 \text{ m (7,4692 ft)}\end{aligned}$$

Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \times L_{av} \dots\dots\dots (D.28) \\ &= 0,05 \times 2,2765 \text{ m} \\ &= 0,1138 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas *calming zone*

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \dots\dots\dots (D.29) \\ &= 2 \times 0,05 \times (1,1550 - (2 \times 0,05)) \\ &= 0,1055 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \dots\dots\dots (D.30) \\ &= 1,3424 - (0,1138 + 0,1055) \\ &= 1,1230 \text{ m}^2 \\ \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,0403}{1,1230} \\ &= 0,0359\end{aligned}$$

Dari Fig. 11.33, hal, 466, Coulson, didapatkan nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 2,65$$

Hole pitch

$$I_p = \frac{I_p}{d_h} \times d_h \dots\dots\dots (D.31)$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,65 \times 5 \\
 &= 13,25 \text{ mm} \\
 &= 0,0133 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (Aoh)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas 1 lubang (Aoh)} &= \frac{\pi}{4} \times dh^2 \dots\dots\dots (D.32) \\
 &= \frac{3,14}{4} \times (5 \text{ mm})^2 \\
 &= 19,625 \text{ mm}^2 \\
 &= 1,96 \times 10^{-4} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

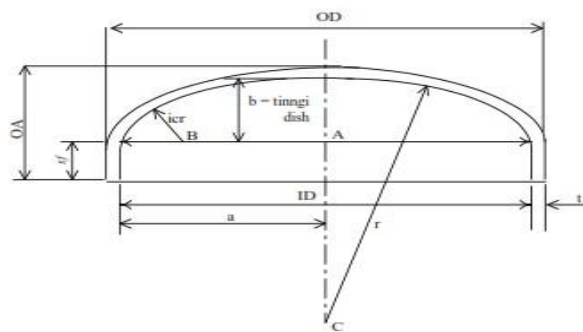
$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{Ah}{Aoh} \dots\dots\dots (D.33) \\
 &= \frac{0,0403 \text{ m}^2}{1,96 \times 10^{-4} \text{ m}^2} \\
 &= 2052 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

D.2.6 Mechanical Design

1. Head Menara

a. Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara

Menentukan tebal dinding dan head menara



Gambar D.15 *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

th = Tebal head (in)

icr = Inside corner radius (in)

r = *Radius of dish* (in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = Tinggi *head* (in)

b. Menentukan Tebal *Shell*

Data perhitungan:

Poperasi = 1 atm = 14,6960 psi

$P_{design} = 1,2 \times P \text{ operasi}$

$= 1,2 \times 14,6960 \text{ psi}$

$= 17,6351 \text{ psi}$

Material *carbon Steel* SA-334 Grade C (alasan pemilihan material: tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat pada tekanan vakum) Data perhitungan:

P = Tekanan *design* = 17,6351 psi

ri = Jari-jari *design* = 29,5276 in

F = *Allowable stress* = 13,7500 psi (Brownel & Young, 1959)

C = Faktor korosi = 0,25 in/tahun (Brownel & Young, 1959)

E = Efisiensi pengelasan = 0,75 (Brownel & Young, 1959)

$ts = \frac{P \times ri}{F \times E - 0,6 \times P} + c \dots\dots\dots (D.141)$

$= \frac{17,6351 \text{ psi} \times 29,5276}{13,7500 \text{ psi} \times 0,75 - 0,6 \times 17,6351 \text{ psi}} + (0,25) \text{ in}$

= 0,3005 in (0,0076 m)

Digunakan tebal standar untuk *shell*: 1/2 in (Brownel & Young, 1959)

c. Menentukan Tebal *Head*

OD = ID + (2 x ts)..... (D.34)

$= 59,0551 + (2 \times 0,5)$

$= 60,055 \text{ in} (1.5254 \text{ m})$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young:

icr = 3,625 in (0,0921 m)

$$rc = 54 \text{ in (1,3716 m)}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \cdot (D.29535)$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{54}{3,625}} \right)$$

$$= 1,7149 \text{ in} = 0,0436 \text{ m}$$

$$th = \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times \epsilon - 0,2 \times P} + c \dots \dots \dots (D.35)$$

$$= \frac{17,6351 \times 54 \times 1,7149}{2 \times 13,750 \times 0,75 - 0,2 \times 17,6351} + 0,25$$

$$= 0,3292 \text{ in} = 0,0084 \text{ m}$$

t head standar = 1/2 in maka tebal yang digunakan:

$$t \text{ head} = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$$

Untuk tebal *head* 0,5 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka:

$$\text{Maks sf} = 6$$

$$\text{Diambil sf} = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

$$b = rc - \sqrt{(rc-icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \dots \dots \dots (D.36)$$

$$= 10,7947 \text{ in}$$

$$= 0,2742 \text{ m}$$

d. Tinggi Head (OA)

$$sf = 5 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf \dots \dots \dots (D.37)$$

$$= 0,5 + 10,7947 + 5$$

$$= 16,2947 \text{ in}$$

$$= 1,3579 \text{ ft}$$

$$= 0,4139 \text{ m}$$

$$AB = ri - icr \dots \dots \dots (D.38)$$

$$= 29,5276 - 3,625$$

$$= 25,9026 \text{ in}$$

$$= 0,6579 \text{ m}$$

$$BC = rc - icr \dots \dots \dots (D.40)$$

$$= 54 - 3,625$$

$$= 50,375 \text{ in}$$

$$= 1,2795 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots (D.41)$$

$$= \sqrt{(50,375)^2 - (25,9026)^2}$$

$$= 43,2053 \text{ in}$$

$$= 1,0974 \text{ m}$$

e. *Head Menara*

Dari perhitungan:

$$\text{Diameter kolom} = ID = Dc = 1,5 \text{ m} = 4,9213 \text{ ft}$$

$$\text{Luas kolom} = 2,25 \text{ m}^2 = 24,2188 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \times Dc^3 \\ &= 0,000049 \times 1,5^3 \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times ID^2 \times sf \dots\dots\dots (D.42) \\ &= 3,14/4 \times (1,5)^2 \times 0,1270 \\ &= 0,2243 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head total} &= V \text{ head tanpa sf} + V \text{ head pada sf} \dots\dots\dots (D.43) \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 + 0,2243 \text{ m}^3 \\ &= 0,2245 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= OD + OD/24 + 2.sf + 2/3.icr \dots\dots\dots (D.34) \\ &= 60,055 + (60,055 / 24) + (2 \times 5) + (2/3 \times 3,625) \\ &= 74,9739 \text{ in} = 1,9043 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom* kolom:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L}{\rho l} \dots\dots\dots (D.35) \\ &= \frac{3.376,7721 \text{ kg/jam}}{4.441,6332 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$= 0,76 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,01 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *plate* terakhir: 3 – 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$V \text{ cairan} = Q \times \text{waktu tinggal} \dots\dots\dots (D.36)$$

$$= 0,01 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit}$$

$$= 0,06 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$H_L = \frac{V \text{ cairan}}{\pi/4 \times D_c^2} \dots\dots\dots (D.37)$$

$$= \frac{0,06}{3,14/4 \times 1,5^2}$$

$$= 0,18 \text{ m}$$

2. Tinggi Total Menara

$$\text{Jarak dari } plate \text{ teratas} = 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah } plate = 31 \text{ plate}$$

$$\text{Tinggi head dengan tebal head} = OA - sf \dots\dots\dots (D.38)$$

$$= 0,4139 \text{ m} - 0,1270 \text{ m}$$

$$= 0,2869 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi dibawah } plate \text{ terbawah} = H_L + (OA - sf) \dots\dots\dots (D.39)$$

$$= 0,2869 + (0,18)$$

$$= 0,47 \text{ m}$$

Tinggi total = (jarak dari *plate* teratas + (jumlah *plate*-1 x *tray spacing*) + tebal *Plate* x jumlah *plate* + tinggi head dengan tebal head + tinggi dibawah *plate* terbawah)

$$= (1 + (31 \times 0,55) + (0,05 \times 31) + 0,2869 + 0,47)$$

$$= 18,9604 \text{ m} = 62,2089 \text{ ft} = 746,4694 \text{ in}$$

D.3.5 Menentukan Perpipaian dan *Nozzle* Produk dan Umpan

1. Pipa *Feed* Menuju Kolom Distilasi

Diketahui:

$$G = 3.330,0383 \text{ kg/jam} = 0,93 \text{ kg/detik}$$

$$\mu = 0,01 \text{ cP}$$

$$\rho = 32,94 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho} \dots\dots\dots (D.40)$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3.330,0383 \text{ kg/jam}}{32,94 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 110,09 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,03 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Di, optimum} &= 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37} \dots\dots\dots (D.41) \\
 &= 366 \times (0,93)^{0,53} \times (0,01)^{0,03} \times (32,94)^{0,37} \\
 &= 83,7076 \text{ mm} = 3,2956 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844)

Nominal pipa standar (NPS) = 6 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 6,065 in

= 0,1540 m

OD = 6,625 in

= 0,1682 m

A = 28,9 in² = 0,0186 m²

Kecepatan aliran *feed* (V) = Q/A (D.42)

$$= \frac{0,03}{0,0186}$$

= 1,51 m/s

Nre = $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ (D.43)

$$= \frac{32,94 \times 0,1540 \times 1,51}{0,01}$$

= 839,0243 m/s < 2300 (aliran laminar)

Berdasarkan spesifikasi pipa standart diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

Size = 6 in = 0,0508 m

OD of pipe = 6,625 in = 0,1682 m

2. Pipa Gas Keluaran dari Puncak Menara

Diketahui:

$$G = 154,0870 \text{ kg/jam} = 0,0428 \text{ kg/detik}$$

$$\mu = 0,0086 \text{ cP}$$

$$\rho = 1.651,6389 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho} \dots\dots\dots (D.44)$$

$$= \frac{154,080}{1.651,6389}$$

$$= 0,0933 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00003 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_i, \text{ optimum} = 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37} \dots\dots\dots (D.45)$$

$$= 366 \times (0,0428)^{0,53} \times (0,0086)^{0,03} (1.651,6389)^{-0,37}$$

$$= 3,8506 \text{ mm} = 0,1516 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844)

Nominal pipa standar (NPS) = 1/2 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,622 in

= 0,0158 m

OD = 0,84 in

= 0,0213 m

A = 0,534 in² = 0,0003 m²

Kecepatan aliran *feed* (V) = Q/A (D.46)

$$= \frac{0,00003}{0,0003}$$

= 0,0752 m/s

Nre = $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ (D.47)

$$= \frac{1.651,6389 \times 0,0158 \times 0,0752}{0,0086}$$

= 228,8732 < 2300 (aliran laminar)

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

$$\begin{aligned} \text{Size} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{OD of pipe} &= 0,84 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara

Diketahui:

$$G = 154,0870 \text{ kg/jam} = 0,0428 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,0086 \text{ cP}$$

$$\rho = 2.129,2134 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho} \dots\dots\dots (D.48)$$

$$= \frac{154,0870}{2.129,2134}$$

$$= 0,0724 \text{ m}^3/\text{s} = 0,00002 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_i, \text{ optimum} = 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \rho^{-0,37} \dots\dots\dots (D.49)$$

$$= 366 \times (0,0428)^{0,53} \times (0,0086)^{0,03} \times (2.129,2134)^{-0,37}$$

$$= 3,5052 \text{ mm} = 0,1380 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844)

Nominal pipa standar (NPS) = 1/2 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,622 in

= 0,0158 m

OD = 0,84 in

= 0,0213 m

A = 0,534 in² = 0,0003 m²

Kecepatan aliran *feed* (V) = Q/A (D.50)

$$= \frac{0,00002}{0,0003}$$

= 0,0583 m/s

Nre = $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ (D.51)

$$= \frac{2.129,2134 \times 0,0158 \times 0,0583}{0,0086}$$

= 228,8732 < 2100 (aliran laminar)

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

$$\begin{aligned} \text{Size} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{OD of pipe} &= 0,84 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Pipa Keluaran Bawah di Dasar Menara

Diketahui:

$$\begin{aligned} G &= 3.175,9468 \text{ kg/jam} = 0,88 \text{ kg/s} \\ \mu &= 0,1865 \text{ cP} \\ \rho &= 4.441,6332 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit Aliran (Q)} &= \frac{G}{\rho} \dots\dots\dots (D.52) \\ &= \frac{3.175,9468}{4.441,6332} \\ &= 0,7150 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0002 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Di, optimum} &= 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \rho^{-0,37} \dots\dots\dots (D.53) \\ &= 366 \times (0,88)^{0,53} \times (0,1865)^{0,03} \times (4.442,6332)^{-0,37} \\ &= 14,5601 \text{ mm} = 0,5732 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\text{Nominal pipa standar (NPS)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,824 \text{ in} \\ &= 0,0209 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\ &= 0,0267 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A = 0,534 \text{ in}^2 = 0,0003 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran feed (V)} &= Q/A \dots\dots\dots (D.54) \\ &= \frac{0,0002}{0,0003} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,58 \text{ m/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \dots\dots\dots (D.55) \\
 &= \frac{4.441,6332 \times 0,0209 \times 0,58}{0,1865} \\
 &= 287,3724 < 2100 \text{ (aliran laminar)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standart diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Size} &= 3/4 \text{ in} \\
 \text{OD of pipe} &= 1,05 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Pipa Keluaran Reboiler ke Distilasi

$$\begin{aligned}
 G &= 3.175,9468 \text{ kg/jam} = 0,88 \text{ kg/s} \\
 \mu &= 0,1865 \text{ cP} \\
 \rho &= 3.445,3918 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Debit Aliran (Q)} &= \frac{G}{\rho} \dots\dots\dots (D.56) \\
 &= \frac{3.175,9468}{3.445,3918} \\
 &= 0,92 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0003 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Di, optimum} &= 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \rho^{-0,37} \dots\dots\dots (D.57) \\
 &= 366 \times (0,88)^{0,53} \times (0,1865)^{0,03} \times (3.445,3918)^{-0,37} \\
 &= 15,09 \text{ mm} = 0,6297 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipa standar (NPS)} &= 3/4 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \text{ (standar)} \\
 \text{ID} &= 0,824 \text{ in} \\
 &= 0,0209 \text{ m} \\
 \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,0267 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0,534 \text{ in}^2 = 0,00034 \text{ m}^2 \\
 \text{Kecepatan aliran } feed \text{ (V)} &= Q/A \dots\dots\dots (D.58) \\
 &= \frac{0,0003}{0,00034} \\
 &= 0,74 \text{ m/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \dots\dots\dots (D.59) \\
 &= \frac{3.445,3918 \times 0,0209 \times 0,74}{0,1865} \\
 &= 287,3724 < 2100 \text{ (aliran laminar)}
 \end{aligned}$$

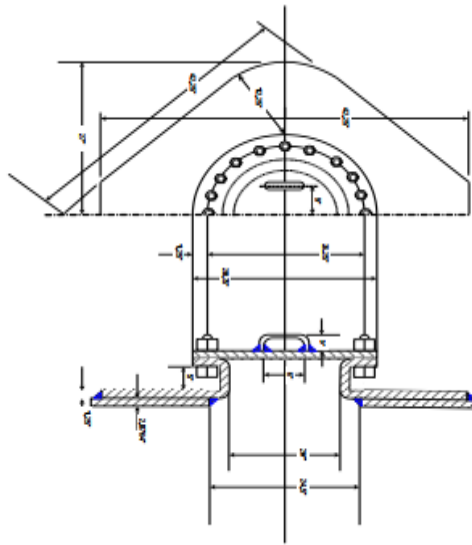
Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Size} &= 3/4 \text{ in} \\
 \text{OD of pipe} &= 1,05 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D.3.6 Desain *Manhole Access (Shell Manhole)*

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau peeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar D.16 Detail desain *manhole*

Direncanakan *manhole* dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 dan 4) dengan spesifikasi:

Diameter *manhole* (ID) = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/8 in

Bolting-flange thickness after finishing = 1/2 in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C:

Ketebalan *shell manhole* = 0,3125 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 0,1875 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 0,3125 in

Aprox radius (R) = 5/8 in

Lenght of side (L) = 45 in

Width of reinforcing plate (W) = 54 in

Max diamter of hole in shell = 24,5 in

Inside diameter of manhole = 20 in

Diameter bolt circle (DB) = 26,25 in

Diameter of cover plate (DC) = 28,75 in

D.3.7 Menghitung Berat Kolom

Berat total kolom = berat *vessel* + berat material

1. Berat *vessel* dan perlengkapannya

a. Berat *shell*

Data perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{ID } shell &= 1,5 \text{ m} \\ &= 59,0551 \text{ in} \\ &= 4,9213 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= 0,5 \text{ in} \\ &= 0,04 \text{ ft} \\ &= 0,01219 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD } shell &= 60,055 \text{ in} \\ &= 5,005 \text{ ft} \\ &= 1,5316 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 508,08 \text{ in} = 42,34 \text{ ft} \quad (16,6108 \text{ m})$$

$$\rho_{carbonsteel} = 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Brownell\&Young, D.10})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } shell &= \frac{1}{4} \pi \times H_s \times (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \dots\dots\dots (\text{D.60}) \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 42,34 (5,005^2 - 4,9213^2) \\ &= 27,4897 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat } shell \text{ total} &= \text{Volume } shell \times \rho_{carbonsteel} \dots\dots\dots (\text{D.61}) \\ &= 27,4897 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 13.469,9694 \text{ lb} \\ &= 6.115,3661 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat *Disk Head*

Data perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{ID } head &= 1,5 \text{ m} \\ &= 4,9213 \text{ ft} \\ th &= 0,5 \text{ in} \\ &= 0,04 \text{ ft} \\ &= 0,01219 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang } straight \text{ flange} = 5 \text{ in} = 0,4166 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Inside corner radius} &= 3,625 \text{ in} = 0,3020 \text{ ft} \\
 \text{Blank diameter} &= 74,9739 \text{ in} \\
 &= 6,2479 \text{ ft} \\
 \rho_{\text{carbonstell}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Brownell\&Young. D.10}) \\
 \text{Volume disk head} &= \frac{1}{4} \pi \times t \times h \times (bd)^2 \dots\dots\dots (\text{D.62}) \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,04 \times (6,2479)^2 \\
 &= 1,2768 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat head} &= \text{Volume disk head} \times \rho_{\text{carbonstell}} \dots\dots\dots (\text{D.63}) \\
 &= 1,2768 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 625,6391 \text{ lb} \\
 &= 284,0401 \text{ kg} \\
 \text{Berat head dan bottom} &= 2 \times \text{berat head} \dots\dots\dots (\text{D.64}) \\
 &= 2 \times 625,6391 \\
 &= 1251,2783 \text{ lb} \\
 \text{c. Berat Jacket Isolator} & \\
 \rho_{\text{isolator}} &= 18 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Brownell\&Young. D.10}) \\
 \text{Volume isolator} &= \pi \times D_c \times T_{\text{dis}} \times sf \dots\dots\dots (\text{D.65}) \\
 &= 3,14 \times 4,9213 \times 25,5957 \times 0,4166 \\
 &= 164,8044 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat isolator} &= \text{Volume isolator} \times \rho_{\text{isolator}} \dots\dots\dots (\text{D.66}) \\
 &= 164,8044 \text{ ft}^3 \times 18 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 2966,4801 \text{ lb} \\
 &= 1346,7819 \text{ kg} \\
 \text{d. Berat Opening} & \\
 \text{Berat manhole} & \\
 \text{Manhole 20 in} &= 428 \text{ lb} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= 194,312 \text{ kg} \\
 \text{Berat tutup} &= 29,2200 \text{ lb} \quad (\text{Megyesy, pp 384}) \\
 &= 13,2569 \text{ kg} \\
 \text{Berat total manhole} &= 194,312 \text{ kg} + 13,2569 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 207,5779 \text{ kg (457,2200 lb)} \\
 \text{Total } \textit{manhole} \text{ ada 3} &= 3 \times \text{Berat } \textit{manhole} \\
 &= 3 \times 207,5779 \text{ kg} \\
 &= 622,7336 \text{ kg (1.371,6600 lb)} \\
 \text{Berat } \textit{nozzle} & \\
 \text{Ukuran } \textit{nozzle} &= \textit{nozzle feed} + \textit{nozzle keluar} \\
 &= (6) + (0,5+0,5+0,75+0,75) \\
 &= 8,5 \text{ in (0,7083 m)} \\
 \text{Berat } \textit{nozzle} &= (24) + 2(0,8350) + 2(1,3590) \\
 &= 28,388 \text{ lb/ft} \\
 &= 20,1083 \text{ lb} \\
 &= 9,1209 \text{ kg} \\
 \text{Berat } \textit{opening total} &= 622,7336 + 9,1209 \\
 &= 631,8546 \text{ kg (1.393,001 lb)}
 \end{aligned}$$

e. Berat fluida dalam kolom

Waktu tinggal cairan dibawah plate terakhir 3-10 menit (Ulrich, 1984).

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Fluida} &= \text{Mass flow} \times 5 \text{ menit} \\
 &= 3.175,9468 \text{ kg/jam} \times 0,083 \text{ jam} \\
 &= 264,6622 \text{ kg (582,9565 lb)}
 \end{aligned}$$

Maka berat total kolom adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= \text{berat } \textit{shell} + \text{berat } \textit{dish head and bottom} + \text{berat isolator} + \text{berat} \\
 &\quad \text{opening} + \text{berat fluida dalam kolom} \\
 &= 13.469,9694 + 1251,2783 + 2966,4801 + 1.393,0010 + 582,9565 \\
 &= 19.663,6853 \text{ lb} = 8.919,2976 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

D.3.8 Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan Shell Menara

Perhitungan awal tebal shell dan head menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu dicek pengaruh angin dan gempa. Spesifikasi menara:

$$\begin{aligned}
 \text{OD shell} &= 60,055 \text{ in} = 5,00426 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi menara} &= 18,9604 \text{ m} \\
 \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi = Stainless Steel 304 (SA-240)

Tinggi skirt = 10 ft

Tebal isolasi = 0,0586 ft = 0,0178 m

Diameter, d = $OD + \frac{OD}{24} + 2 \times sf + \frac{2}{3} \times icr$

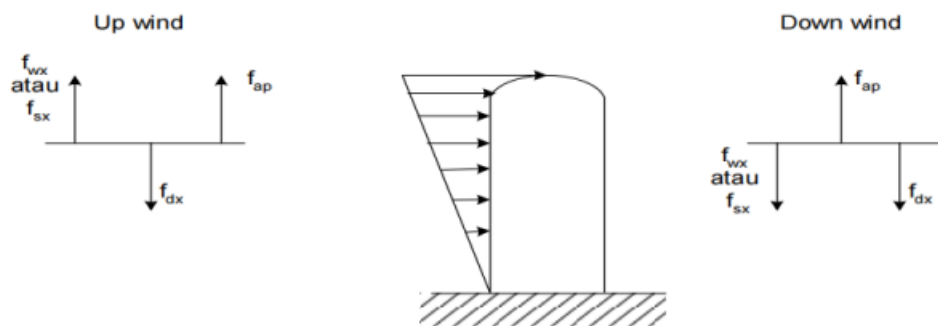
$$= 60,055 + \frac{60,055}{24} + 2 \times 5 + \frac{2}{3} \times 3,625$$

$$= 86,7240 \text{ in (7,2270 ft)}$$

Beban Head = $\pi \times d^2 \times \frac{t}{4} \times \frac{\rho}{1728}$

$$= 3,14 \times 86,7240^2 \times \frac{0,0178}{4} \times \frac{490}{1728}$$

$$= 29,8946 \text{ lb}$$



Gambar D.18 Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan Shell Menara

a. Pemeriksaan tebal Shell

(1) Stress pada kondisi operasi

Perhitungan stress aksial dalam shell

$$Di = 59,0551 \text{ in}$$

$$ts = 0,5 \text{ in}$$

$$P \text{ design} = 17,6351 \text{ psi}$$

$$f_{ap} = 97,6355 \text{ psi}$$

(2) Perhitungan berat mati (dead weights) Shell

Diketahui :

$$Do = \text{Diameter luar shell} = 5,0046 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= \text{Diameter dalam shell} = 4,9213 \text{ ft} \\
 \rho_s &= \text{Densitas shell} = 490 \text{ lb/ft}^3 \\
 W_{\text{shell}} &= \pi d \times (D_o^2 - D_i^2) \times \rho_s \times X && (\text{Pers. 9.1, Brownell, 1959}) \\
 W_{\text{shell}} &= 258,5806 X \text{ (lb)} \\
 F_{\text{dead wt shell}} &= 3,4 X && (\text{Pers. 9.3a, Brownell, 1959}) \\
 X &= \text{Jarak dari puncak ke bawah, ft} \\
 &= \frac{258,5806}{3,4} X \\
 &= 107,7419 X
 \end{aligned}$$

Isolator

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{ins}} &= \text{diameter termasuk isolator} = 7,2270 \text{ ft} \\
 W_{\text{ins}} &= \text{berat isolator} \\
 \rho_{\text{in}} &= \text{densitas isolator} = 18 \text{ lb/ft}^3 \\
 t_{\text{ins}} &= \text{tebal isolator} = 0,0586 \text{ ft} \\
 W_{\text{ins}} &= \frac{\pi}{12} \times D_{\text{ins}} \times X \times t_{\text{ins}} \times \rho_{\text{ins}} \\
 W_{\text{ins}} &= 1,9943 X \\
 f_{\text{dead ins.}} &= \frac{\rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}}}{144 (ts-c)} \\
 f_{\text{dead ins}} &= 0.0027 X
 \end{aligned}$$

Attachment

$$\begin{aligned}
 W_t \text{ isolasi} &= \pi \times (D_o^2 - D_i^2) \times L/4 \\
 &= 3,14 \times (5,0046 - 4,9213) \times \frac{42,34}{4} \\
 &= 27,4897 \text{ lb/ft}
 \end{aligned}$$

$$W_t \text{ top head} = 29,8946 \text{ lb}$$

$$W_t \text{ Tangga} = 5,02 \text{ lb/ft} \quad (\text{pp.157, Brownell, 1959})$$

$$W_t \text{ over head vapor line} = 28,56 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Total } W_t = 29,8946 + 61,0697 X$$

Dari Pers. 9.6, Brownell and Young, 1959 :

$$\begin{aligned}
 D_m &= \text{diameter shell} = 4,9747 \text{ ft (tanpa isolator)} \\
 ts &= 0,5 \text{ in} \\
 f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\sum \text{Weight of Attachment}}{12 \times \pi \times D_m \times (ts-c)}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{29,8946 + 61,0697 X}{12 \times 3,14 \times 4,9747 \times (0,5 - 0,125)}$$

$$= 0,8635 X + 0,4227$$

Berat Tray + liquid (Dibawah $X = 4$) dihitung sebagai berikut :

$$f \text{ dead wt (liquid + trays)} = \frac{\Sigma(\text{liq+tray})wt}{12 \times \pi \times Dm \times (ts-c)} = \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 25 x \left(\frac{\pi Dm}{4}\right)}{12 \times \pi \times Dm \times (ts-c)}$$

$$= \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 25 x \left(\frac{3,14 x 4,9747}{4}\right)}{12 \times 3,14 \times 4,9747 \times (0,5-0,125)}$$

$$= \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 98,2158}{70.7154}$$

$$= 1,3889 \left(\frac{x}{2} - 1\right)$$

$$= 0,6944 X - 1,3889$$

Wt tray = 25 lb per ft

(pp.157, Brownell and Young, 1959)

$$f_{dx} = f_{\text{dead st shell}} + f_{\text{dead wt iso.}} + f_{\text{dead wt trays}} + f_{\text{dead wt attach.}}$$

$$= 107,74190 X + 0.00274 X + 29,8946 + 61,0697 X + 0,6944 X - 1,3889$$

$$= 169,5088 X + 59,6808$$

(3) Perhitungan stress karena beban angin

$$P \text{ angin} = 25 \text{ lb/ft}^2 X^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell, 1959})$$

$$F_{wx} = \frac{15,89 x d_{eff} x X^2}{Do^2(ts-c)}$$

$$d_{eff} = \text{diameter efektif shell untuk beban angin, in}$$

$$= \text{kolom yang diisolasi} + \text{tangga}$$

$$= 86,7239 \text{ in}$$

$$F_{wx} = \frac{15,89 x 86,7239 x X^2}{5,005^2(0,5-0,125)}$$

$$F_{wx} = 20,6325 X^2$$

(4) Perhitungan stress gabungan pada kondisi operasi**a. Kombinasi stress dalam pengaruh angin*****Up wind side, f tensile***

$$\begin{aligned} f_t(\max) &= f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} \\ &= 20,6325 X^2 + 136,6896 - (169,5088 X + 59,6808) \\ &= 20,6325 X^2 - 169,5088 X + 37,9546 \end{aligned}$$

$$f = 20.000 \text{ psi}$$

$$e = 0,8$$

$$f \text{ allowable} = 20.000 \times 0,8 = 16.000 \text{ psi}$$

$$f \text{ allowable} = f_t(\max)$$

$$16.000 = 20,6325 X^2 - 169,5088 X + 537,9546$$

$$0 = 20,6325 X^2 - 169,5088 X - 15.962,0454$$

$$X^2 = a = 20,6325$$

$$X = b = - 169,5088$$

$$c = - 15.962,0454$$

$$x_1 = 32,2239$$

$$x_2 = -24,0082$$

Down wind side, f compresi (fc)

$$f_c(\max) = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell, 1959})$$

$$f_c(\max) = 20,6325 X^2 + 169,5088 X - 37,9546$$

Dari stabilitas elastis, dengan pers:

$$f_c = 1,5 \times 10^6 (t/r) < 1/3 y.p \quad (\text{Pers. 2,25, Brownell, 1959})$$

Keterangan :

$$t = \text{ketebalan shell} = 0,5 \text{ in}$$

$$r_1 = \text{jari-jari dalam shell} = 29,5275 \text{ in } (2,460629921 \text{ ft})$$

$$y = \text{yield pont} = 50.000 \text{ psi} \quad (\text{Tab.3.2, Brownell and Young, 1959})$$

$$1/3 \times 50.000 = 16.666,6666 \text{ psi}$$

$$f_c = 1,5 \times 10^6 (0,5/29,6375)$$

$$= 25.400,0078 \text{ psi}$$

karena f_c lebih besar dari $1/3 y.p$, maka digunakan $f_c = 16.666,6666 \text{ psi}$.

$$f_c = f_c(\max)$$

$$f_c = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell, 1959})$$

$$16.666,6666 = 20,6325 X^2 + 169,5088 X - 37,9546$$

$$0 = 20,6325 X^2 + 169,5088 X - 54,6213$$

$$X^2 = a = 20,6325$$

$$X = b = 169,5088$$

$$c = -54,6212$$

$$x_1 = 8,5261$$

$$x_2 = -0,3222$$

b. Pemeriksaan terhadap stress karena gempa

Untuk ketinggian total menara (vessel + skirt) $146,99+10 = 156,99$ ft, berat menara plus attachment, liquids, dan lainnya dapat dihitung dengan mengalikan compressive stress total terhadap berat dengan luas permukaan penampang menara.

$$F_{dw \text{ shell}} = 107,74190 X = 918,6221 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ ins}} = 0,00274 X = 0,0234 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ attach}} = 0,8635 X + 0,4227 = 7,7859 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ (liq+tray)}} = 0,6944 X - 1,3889 = 4,5320 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} F_{dw \text{ total}} &= F_{dw \text{ shell}} + F_{dw \text{ ins}} + F_{dw \text{ attach}} + F_{dw \text{ (liq+tray)}} \\ &= 930,9635 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Momen karena gempa

$$M_{sx} = \frac{4CW X^2(3H-X)}{H^2} \quad (\text{Pers. 9.71. Brownell, 1959})$$

Keterangan :

M_{sx} = momen bending, lb

C = koefisien seismik = 0,08 (Tabel 9.3. Brownell, 1959)

H = tinggi menara total = 156,9900 ft

W = berat menara = 19.663,6853 lb/ft

X = tinggi total menara – tinggi skirt = 146,9900 ft

Maka :

$$M_{sx} = \frac{4CW X^2(3H-X)}{H^2}$$

$$M_{sx} = \frac{4(0,08)(19.663,36853)(146,9900)^2(3(156,99)-146,9900)}{(156,9900)^2}$$

$$M_{sx} = 1.787.165,1837 \text{ lb}$$

d. Stress karena gempa, f_{sx}

$$\begin{aligned} F_{sx} &= \frac{M_{sx}}{\pi r^2 (ts-c)} \\ &= \frac{1.787.165,1873}{(3,14)(29,5275)(0,5-0,08)} \\ &= 1.554,2860 \text{ psi} \end{aligned}$$

e. Stress karena angin:

$$\begin{aligned} F_{wx} &= 20,6325 X^2 \\ &= 20,6325 \times (146,9900)^2 \\ &= 445.786,2125 \text{ psi} \end{aligned}$$

$f_{wx} > f_{sx}$, maka f_{wx} yang mengontrol dan perhitungan pengecekan tinggi menara benar.

D.3.9 Desain Skirt Support Menara Distilasi

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

1. Momen pada *base*

$$M = P_w D_{is} H. Hl \dots\dots\dots (D.67)$$

(Megesy, 1983)

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1, Brownel, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 7,2270 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 156,9900 \text{ ft}$$

$$hl = \text{level arm} = H/2 = 78,4950 \text{ ft}$$

Sehingga momen pada *base*

$$M = 25 \times 7,2270 \times 156,9900 \times 78,4950$$

$$= 2.226.463,1677 \text{ ft.lb}$$

2. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambungan skirt)

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D_{ish_T}) \dots\dots\dots (D.68)$$

(Megesy, 1983)

V = total shear = 26.557,6303 lb

h_T = ketinggian skirt = 10 ft = 3,05 m

Momen pada batas penyambung:

$$M_T = 2.226.463,168 - 10 \times (26.557,63034 - (0,5 \times 25 \times 7,2270 \times 10))$$

$$= 1.969.920,6864 \text{ ft.lb}$$

3. Menentukan tebal skirt

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E} \dots\dots\dots (D.69)$$

(Megesy, 1983)

Keterangan:

D_o = diameter luar skirt ,skirt dibuat bentuk cylindrical skirt = 67,75 in

E = efisiensi penyambung kolom dan skirt = 0,75 (butt joint welding)

M_T =momen pada penyambung skirt & vessel = 1.969.920,686 lb ft

R = radius luar skirt = 33,8750 in

| TABLE C MAXIMUM ALLOWABLE STRESSES FOR BOLTS USED AS ANCHOR BOLT | | |
|--|--------------------|-------------------------|
| Specification Number | Diameter in. | Max. allow. Stress psi. |
| SA 307 | All diameters | 15,000 |
| SA 193 B 7 | 2½ and under | 19,000 |
| SA 193 B16 | 2½ and under | 17,000 |
| SA 193 B 7 | Over 2½ to 4 incl. | 18,000 |
| SA 193 B16 | Over 2½ to 4 incl. | 15,000 |

Gambar D.19 Table C Maximum Allowable Stress

S = Nilai stress dari head, bahan stainless steel = 15.000 psi

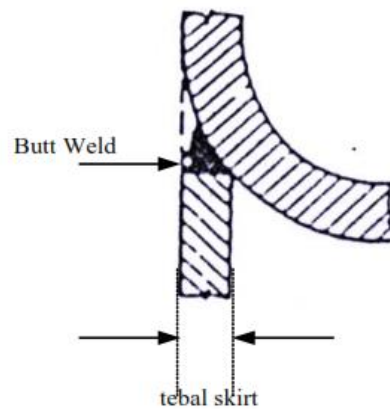
W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 19.663,6853 lb

Maka tebal skirt dapat dihitung seperti berikut:

$$t = \frac{12 \times 1.969.920,686}{33,8750^2 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,75} + \frac{19.663,6853}{67,75 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,75}$$

$$= 0,59 \text{ in} = 0,02 \text{ m}$$

Tebal *skirt* dan penyambung kolom dan *skirt* dilihat pada Gambar D.20



Gambar D.20 Sketsa *Skirt* Menara Distilasi

D.3.10 Desain *Anchor Bolt*

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal *vessel*, pada *vessel* yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete foundation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada *vessel* dengan diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

1. Menentukan *Maximum Tension*

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \dots\dots\dots (D.70)$$

(Megesy, 1983)

Keterangan:

M = Momen pada *base ring* berdasarkan tekanan angin = 2.226.463,1677 ft.lb

W = Berat *vessel* = 19.663,6853 lb

Diameter tempat *bolt* dipasang diasumsikan sebesar 30 in

Sehingga:

$$A_B = \frac{\pi}{4} \times D^2 \dots \dots \dots (D.80)$$

$$= \frac{3.14}{4} \times (30)^2$$

$$= 706,5 \text{ in}^2$$

$$C_B = \pi \times \dots \dots \dots (D.81)$$

$$= 3,14 \times 30$$

$$= 94,2 \text{ in}$$

Sehingga *maximum tension* pada *bolt* dapat dihitung sebagai berikut:

$$T = \frac{12 \times 2.226.463,168}{706,5} - \frac{19.663,6853}{94,2}$$

$$= 37.608,0402 \text{ lb/lin.in}$$

2. Menentukan area *bolt*

$$B_A = \frac{T \times C_B}{S_B \times N} \dots \dots \dots (D.82)$$

(Megesy, 1983)

Keterangan :

$$T = \textit{Maximum tension of bolt} = 37.608,0402 \text{ lb/lin.in}$$

$$S_B = \textit{Maximum allowable stress value dari material bolt} = 15.000 \text{ psi}$$

$$C_B = \textit{Circumference pada lingkaran bolt} = 94,2 \text{ in}$$

$$N = \textit{Jumlah anchor bolt} = 8 \text{ buah}$$

| TABLE A | | | |
|----------------|------------------------|-----------------|-----------------|
| Bolt Size | Bolt Root Area sq. in. | Dimension in. | |
| | | l_2 | l_3 |
| $\frac{1}{2}$ | 0.126 | $\frac{7}{8}$ | $\frac{5}{8}$ |
| $\frac{5}{16}$ | 0.202 | 1 | $\frac{3}{4}$ |
| $\frac{3}{8}$ | 0.302 | $1\text{-}1/8$ | $\frac{13}{16}$ |
| $\frac{7}{16}$ | 0.419 | $1\text{-}1/4$ | $\frac{15}{16}$ |
| 1 | 0.551 | $1\text{-}3/8$ | $1\text{-}1/16$ |
| $1\frac{1}{8}$ | 0.693 | $1\text{-}1/2$ | $1\text{-}1/8$ |
| $1\frac{1}{4}$ | 0.890 | $1\text{-}3/4$ | $1\text{-}1/4$ |
| $1\frac{3}{8}$ | 1.054 | $1\text{-}7/8$ | $1\text{-}3/8$ |
| $1\frac{1}{2}$ | 1.294 | 2 | $1\text{-}1/2$ |
| $1\frac{5}{8}$ | 1.515 | $2\text{-}1/8$ | $1\text{-}5/8$ |
| $1\frac{3}{4}$ | 1.744 | $2\text{-}1/4$ | $1\text{-}3/4$ |
| $1\frac{7}{8}$ | 2.049 | $2\text{-}3/8$ | $1\text{-}7/8$ |
| 2 | 2.300 | $2\text{-}1/2$ | 2 |
| $2\frac{1}{4}$ | 3.020 | $2\text{-}3/4$ | $2\text{-}1/4$ |
| $2\frac{1}{2}$ | 3.715 | $3\text{-}1/16$ | $2\text{-}3/8$ |
| $2\frac{3}{4}$ | 4.618 | $3\text{-}3/8$ | $2\text{-}5/8$ |
| 3 | 5.621 | $3\text{-}5/8$ | $2\text{-}7/8$ |

Gambar.D.21 Dimensi Bolt (Sumber: Megyesy, 2001)

Diperlukan *bolt* area

$$B_A = \frac{37.608,0402 \times 94,2}{15.000 \times 8}$$

$$= 2,9522 \text{ in}^2$$

Jika diperlukan *blot* area = $2,9522 \text{ in}^2$

Maka dapat digunakan *bolt* area seluas = $5,621 \text{ in}^2$

Maka ukuran *bolt* yang digunakan adalah 3 in (Tabel A Megyesy, 2001)

bolt root area = $5,621 \text{ in}^2$

faktor korosi = 0,125 in

Total = 5,7460 in

Bolt area yang digunakan seluas (B_4) = $5,621 \text{ in}^2$

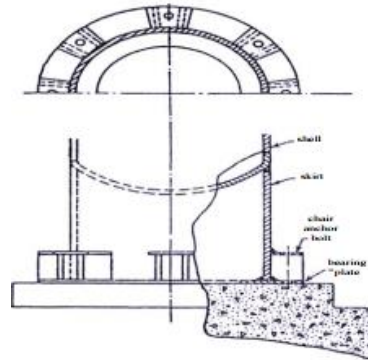
Sehingga digunakan 8 buah *bolt* berukuran = 3 in

$$I_2 = 3,6250$$

$$I_3 = 2,8750$$

3. Desain *anchor bolt chair*

Pada menara distilasi, *anchor bolt* didesain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan *bolt* dengan ukuran 3 in maka dari tabel standar *chair anchor bolt*, tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing*, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983).



Gambar D.23 Sketsa penyangga menara distilasi

D.3.12 Desain *Base Ring/Bearing Plate*

Beban yang ditopang pada *skirt* dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

1. Menentukan maksimum kompresi dari *base ring*

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s} \dots \dots \dots (D.84)$$

Keterangan :

$$M = \text{Momen } base \text{ ring} = 2.226.463,1677 \text{ ft.lb}$$

$$W = \text{Berat } vessel = 19.663,6853 \text{ lb}$$

$$A_s = \frac{\pi}{4} \times Do^2 \dots \dots \dots (D.85)$$

$$= \frac{3,14}{4} \times (67,75)^2$$

$$= 3.603,1990 \text{ in}^2$$

$$C_s = \pi \times Do \dots \dots \dots (D.86)$$

$$= 3,14 \times 67,75$$

$$= 212,7350 \text{ in}$$

Sehingga,

$$P_c = \frac{12 \times 2.226.463,168}{3.603,1990} + \frac{19.663,6853}{212,7350}$$

$$= 7.507,3875 \text{ lb/lin.in}$$

2. Menentukan lebar dari *base ring*

$$l = \frac{P_c}{f_b} \dots \dots \dots (D.89)$$

Keterangan:

$$f_b = \text{Safe bearing load} = 938 \text{ psi}$$

$$P_c = \text{Kompresi maksimum pada } base \text{ ring} = 7.507,3875 \text{ lb/lin.in}$$

Sehingga,

$$l = \frac{7.507,3875}{938} = 0,8004 \text{ in}$$

Dari tabel A (Megesy hal-69, 1983) digunakan *bolt* dengan ukuran 1 in.

$$I_2 = 2,1250 \text{ in}$$

$$I_3 = 1,6250 \text{ in}$$

Maka,

$$I_1 = I_2 + I_3$$

$$= (2,1250 + 1,6250) \text{ in}$$

$$= 3,7500 \text{ in}$$

3. Menentukan ketebalan *base ring*

$$t_B = 0,32 \times I_i$$

$$t_B = 0,32 \times 3,7500 \text{ in}$$

$$= 1,2 \text{ in}$$

Sehingga ketebalan base ring (t_B) yang digunakan adalah 1,2 in

D.3.13 Desain *Flange Tutup (Head dan Bottom)*

1. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

$$\text{Tekanan desain} = 17,6351 \text{ psi}$$

$$\text{Material } flange = \text{Carbon steel SA-240 grade C}$$

$$\text{Bolting steel} = \text{Carbon steel SA-193 grade B7}$$

$$\text{Material gasket} = \text{Asbestos composition}$$

$$\text{Diameter luar } shell, B = 60,0550 \text{ in}$$

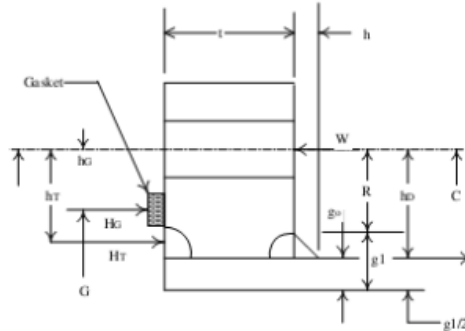
$$\text{Ketebalan } shell = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam } shell = 59,0551 \text{ in}$$

Tegangan dari material *flange* (f_a) = 17.000 psi

Tegangan dari *bolting* material (f_b) = 20.000 psi

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.24 Tipe *flange* dan dimensinya

2. Perhitungan lebar gasket

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}} \dots\dots\dots (D.90)$$

(Pers. 12.2 Brownell and Young 1959)

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket, in
- d_i = diameter dalam gasket, in
- y = *yield stress*, lb/in² (fig 12.11)
- m = faktor gasket (fig 12.11)

Digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

$y = 7.600$ dan $m = 3,75$

Sehingga

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}} \dots\dots\dots (D.92)$$

$$= \sqrt{\frac{7.600 - (17,6351 \times 3,75)}{7.600 - [17,6351 (3,75 + 1)]}}$$

$$= 1,001$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell 60,3051

in, Sehingga :

$D_o = d_o/d_i \times d_i$

$$D_o = 1,0016 \text{ lb} \times 60,0550 \text{ in} = 60,1254 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (N) :

$$N = \frac{d_o - d_i}{2} \dots \dots \dots (D.93)$$

$$= \frac{60,1254 - 60,3051}{2}$$

$$= 0,0352 \text{ in}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,0354 in

Diameter gasket rata-rata,

$$G = d_o + \text{lebar gasket}$$

$$= 60,1254 \text{ in} + 0,0352 \text{ in}$$

$$= 60,1606 \text{ in}$$

Dari Fig 12.12 Brownell & Young Kolom II *type 1a*

$$B_o = \frac{N}{2}$$

$$= \frac{0,0352}{2}$$

$$= 0,0176 \text{ in}$$

$$W_{m1} = H_y = b \times \pi \times G \times y \dots \dots \dots (D.94)$$

$$= 0,0177 \times 3,14 \times 60,1606 \times 7.600$$

$$= 25.271,9562 \text{ lb}$$

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 Brownell

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \dots \dots \dots (D.95)$$

$$= 2 \times 0,0176 \times 3,14 \times 60,1606 \times 3,75 \times 17,6351$$

$$= 439,8103 \text{ lb}$$

Keterangan :

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan 12.89 Brownell & young (1959).

$$H = \frac{\pi G^2}{4} P \dots \dots \dots (D.96)$$

$$H = \frac{3,14 (60,1606)^2}{4} \times 17,6351$$

$$= 50.104,0849 \text{ lb}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & young (1959).

$$W_{m2} = H + H_p \dots \dots \dots (D.97)$$

$$= 50.104,0849 \text{ lb} + 439,8103 \text{ lb}$$

$$= 50.543,8952 \text{ lb}$$

W_{m2} lebih besar dari W_{m1} sehingga W_{m2} sebagai beban pengontrol.

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*) (Pers. 12.92

Brownell & Young, 1959).

$$A_{ml} = \frac{W_{m2}}{f_b} \dots \dots \dots (D.98)$$

Keterangan :

f_b = tegangan material *bolt* = 20.000 psi

$$A_{ml} = \frac{50.543,8952}{20.000}$$

$$= 2,5272 \text{ in}^2$$

Penentuan ukuran baut diambil dari Brownell and young, 1956, hal.188,

Tabel 10-4. Dengan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut :

Root area = 0,551 in²

Bolt spacing standard (BS) = 2,25 in

Minimal radian distance (R) = 1,375 in

Edge distance (E) = 1,0625 in

Jumlah Baut Minimum = $\frac{A_{ml}}{\text{Root area}}$

Jumlah Baut Minimum = $\frac{2,5272}{0,551}$

= 4,5866 (maka digunakan 5 baut)

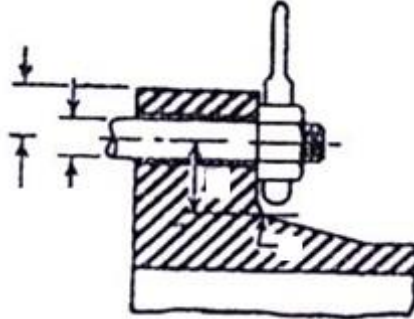
3. Perhitungan ukuran baut minimum

Bolt circle diameter yang digunakan ialah :

Bolt circle diameter (C) = ID + 2 (1,145BS + R)

$$= 60,0050 + 2 (1,145 \times 2,25 + 1,375)$$

$$= 66,5825 \text{ in}$$



Gambar D.25 Detail ukuran baut

4. Perhitungan diameter *flange* luar

$$\text{Flange OD (A)} = \text{bolt circle diameter} + 2 E$$

$$= 66,5825 \text{ in.} + (2 \times 1,0625)$$

$$= 68,7075 \text{ in}$$

Periksa lebar gasket :

$$A_{\text{actual}} = 0,5 \times 5$$

$$= 2,7550 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum :

$$N_{\text{min}} = \frac{A_{\text{actual}} \times f_{\text{allow}}}{2y\pi G} \dots \dots \dots \text{ (D.99)}$$

$$= \frac{2,7550 \times 17.000}{2 \times 7.600 \times 3.14 \times 60,1606}$$

$$= 0,0163 \text{ in} < 0,40 \text{ in (memenuhi)}$$

5. Perhitungan momen

Untuk *bolting up condition (no internal pressure)* persamaan untuk mencari beban desain

$$W = \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_b \dots \dots \dots \text{ (D.100)}$$

(Pers. 12.91, Brownell, 1959)

$$= \frac{1}{2} (2,7550 \text{ in}^2 + 2,5272 \text{ in}^2) \times 17.000 \text{ psi}$$

$$= 44.898,6555 \text{ lb}$$

Persamaan untuk mencari hubungan lever arm

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) \dots\dots\dots (D.101)$$

(Pers.12.101, Brownell, 1959)

$$= \frac{1}{2} (66,5825 - 60,1606) \text{ in}$$

$$= 3,21 \text{ in}$$

Untuk kondisi beroperasi, flange moment adalah sebagai berikut:

$$M_a = W \times h_G \dots\dots\dots (D.102)$$

$$= 44.898,6555 \text{ lb} \times 3,21 \text{ in}$$

$$= 144.166,9520 \text{ lb.in}$$

Untuk H_D digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar shell = 60,0550 in

$$H_D = 0,785 \times 60,0550^2 \text{ in} \times 17,6351$$

$$H_D = 49.928,3152 \text{ lb}$$

The lever arm, gunakan persamaan 12.10 Brownell & Young.

$$h_D = \frac{1}{2}(C-B) \dots\dots\dots (D.103)$$

$$= \frac{1}{2} (66,83 - 60,0550)$$

$$= 3,26 \text{ in}$$

The moment, M_D gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$M_D = H_D \times h_D \dots\dots\dots (D.104)$$

$$= 49.928,3152 \text{ lb} \times 3,26 \text{ in}$$

$$= 162.953,5387 \text{ lb.in}$$

H_G dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$H_G = W - H = W_m2 - H \dots\dots\dots (D.105)$$

$$= 439,8103 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) \dots\dots\dots (D.106)$$

$$= 3,21 \text{ in}$$

Momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$M_G = H_G \times h_G \dots\dots\dots (D.107)$$

$$= 1.412,2053 \text{ lb.in}$$

H_T dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$H_T = H - H_D \dots\dots\dots (D.108)$$

$$= 175,7697 \text{ lb}$$

Hubungan lever arm adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$h_T = \frac{1}{2} (h_D + h_G) \dots\dots\dots (D.109)$$

$$= 3,24 \text{ in}$$

The moment dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$M_T = H_T \times h_T \dots\dots\dots (D.110)$$

$$= 569,0273 \text{ lb.in}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi, M_O

$$M_O = M_D + M_G + M_T \dots\dots\dots (D.111)$$

(Pers. 12.99, Brownell, 1959)

$$= (162.953,5387 + 1.412,2053 + 569,0273) \text{ lb.in}$$

$$= 164.934,7712 \text{ lb.in}$$

Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga $M_{max} = 386.543,2530 \text{ lb.in}$

6. Perhitungan tebal flange

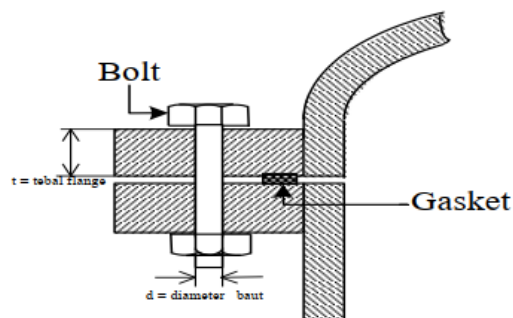
$$t = \frac{\sqrt{Y M_{max}}}{f_B} \dots\dots\dots (D.112)$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,14$$

Dari fig. 12.22 Brownell didapat nilai $Y = 18$

Sehingga di dapat ketebalan flange adalah, $t = 1,71 \text{ in}$



Gambar D.26 Detail Untuk Flange dan Bolt Pada Head Menara

Tabel D.20 Spesifikasi Distilasi (MD-301)

| | | |
|---------------------------|---|--------------------------|
| Alat | Distilasi | |
| Kode | MD-301 | |
| Fungsi | Memisahkan produk isopropil benzena dari bahan baku propilena dan benzena | |
| Jenis | <i>Sieve Tray</i> | |
| Distilasi | Jumlah tray | 31 |
| | Diameter tray, D_c | 1,5 m |
| | Tray spacing | 0,55 m |
| | Luas tray, A_c | 1,7663 m ² |
| | Luas downcomer, A_d | 0,2120 m ² |
| | Luas netto, A_n | 1,5543 m ² |
| | Luas netto, A_a | 1,3424 m ² |
| | Luas hole, A_h | 0,0403 m ² |
| | Panjang weir, l_w | 1,1550 m |
| | Tinggi weir, h_w | 0,05 m |
| | Diameter hole, d_h | 0,005 m |
| | Tebal tray | 0,005 m |
| | Hole pitch, l_p | 0,01325 m |
| | Jumlah <i>hole</i> | 2052 lubang |
| | Tebal dinding, t_s | 1/2 in |
| Tebal shell, t_h | 0,3005 in | |
| Mechanical Design | Diameter dalam shell, ID | 59.055 in = 1,5 m |
| | Diameter luar, OD | 60,055 in = 1.5254 |
| | Tebal head, t_h | 0,3292 in |
| | Straigh flange, s_f | 5 in |
| | Depth of dish, b | 10,7946 in |
| | Tinggi tutup, OA | 16,2946 in |
| | Luas kolom | 2,25 m ² |
| | Waktu tinggal | 0,76 m ³ /jam |
| | Tinggi cairan (H_L) | 0,18 m |
| | Tinggi menara total | 18,9604 m |
| | Lebar gasket minimum | 0,0354 in |
| | Diameter gasket | 60,4112 in |
| | <i>Size of nozzle</i> | 6 in |
| Nozzle masukan Feed | OD | 6,625 in |
| | ID | 6.065 in |
| | <i>Nominal pipe size</i> | 6 in |
| | Sch. No. | 40 |
| | <i>Size of nozzle</i> | 1/2 in |
| Nozzle keluar top product | OD | 0,84in |
| | ID | 0,622 in |
| | <i>Nominal pipe size</i> | 1/2 in |
| | Sch. No. | 40 |
| | <i>Size of nozzle</i> | 3/4 in |

| | | |
|---------------------------------------|---|---------------|
| Nozzle keluaran bottom product | OD | 1,05 in |
| | ID | 0,824 in |
| | <i>Nominal pipe size</i> | 3 in |
| | Sch. No. | 40 |
| | <i>Size of nozzle</i> | 1/2 in |
| Nozzle cairan di refluks kondenser | OD | 0,84in |
| | ID | 0,622 in |
| | <i>Nominal pipe size</i> | 1/2 in |
| | Sch. No. | 40 |
| | <i>Size of nozzle</i> | 40 3/4 in |
| Nozzle vapor keluaran reboiler | ID | 1,05 in |
| | OD | 0,824 in |
| | <i>Nominal pipe size</i> | 3 in |
| | Sch. No. | 40 |
| | Diameter manhole | 20 in |
| Desain <i>Mainhole</i> | Ketebalan cover plate | 5/8 in |
| | <i>Bolting-flange thickness after finishing</i> | 1/2 in |
| Desain <i>Manhole</i> | Dimensi manhole 20 in | |
| | -Ketebalan <i>shell manhole</i> | 0,3125 in |
| | -Ukuran <i>Fillet Weld A</i> | 0,1875 in |
| | -Ukuran <i>Fillet Weld B</i> | 0,3125 in |
| | - <i>Afrox radius (R)</i> | 5/8 in |
| | - <i>Lenght of side (L)</i> | 45 in |
| | - <i>Width of renforcing plate (W)</i> | 54 in |
| | - <i>Max diamter of hole in shell</i> | 24,5 in |
| | - <i>Inside diameter of manhole</i> | 20 in |
| | - <i>Diameter bolt circle (DB)</i> | 26,25 in |
| - <i>Diameter of cover plate (DC)</i> | 28,75 in | |
| | Berat shell total | 6.115,3660 kg |
| Berat kolom | Berat head dan bottom | 568,08034 kg |
| | Berat opening total | 631,85463 kg |

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

1. Pompa Air Sungai (P-401)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 48.909,0804 kg/jam = 29,9517 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 gr/l = 62,1626 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{29,9517 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,4818 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,4818)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 4,8031 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4204 ft

Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4634 ft

Inside sectional area = 0,139 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,4818}{0,139}$$

$$= 3,4664 \text{ ft/s}$$

Sehingga :

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 181.181,82$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) = $0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 = $0,55 (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 = $0,1010 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) = $n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 = $2(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right)$
 = $0,2755 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) = $n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 = $1(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right)$
 = $0,1377 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft (F_f) = $4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$
 = $4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(3,4664)(2)(32,714)}\right)$
 = $0,4353 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) = $\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 = $(1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 = $0,1837 \text{ ft.lbf/lb}_m$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 29,9517 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,2277 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,2277 hp

2. Bak Penampungan Air (B-401)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Junlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : Beton

Data :

| | | |
|--------------------------|-----------------------------|--|
| Laju alir massa (F) | = 48.909,0803 kg/jam | = 29,9516 lb _m /s |
| Densitas air (ρ) | = 995,72 kg/jam | = 62,1607 lb _m /ft ³ |
| Laju alir volumetrik (Q) | = 0,4818 ft ³ /s | = 49,1178 m ³ /jam |

Bak pengendap dirancang untuk penampung air selama 1 hari

$$\text{Volume air buangan} = (49,1178 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 1.178,8290 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = 1.178,8290 \text{ m}^3/0,9 = 1.309,8100 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

- Panjang bak = 2 x lebar bak (l)
- Tinggi bak = lebar bak (l)

$$\text{Maka, volume bak} = p \times l \times t$$

$$1.309,8100 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l, \text{ maka } l = 8,6841 \text{ m}$$

sehingga,

$$\text{Panjang bak} = 17,3682 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 8,6841 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 8,6841 \text{ m}$$

3. Pompa Bak Penampung (P-402)

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

| | | |
|---------------------|----------------------|--|
| Laju alir massa (F) | = 48.909,0804 kg/jam | = 29,9517 lb _m /s |
| Densitas air (ρ) | = 995,72 gr/l | = 62,1626 lb _m /ft ³ |
| Viscositas (μ) | = 0,8007 cP | = 0,0005 lb _m /ft ³ .s |

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = F/\rho$$

$$= \frac{29,9517 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,4818 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 3,9 (0,4818)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\
 &= 4,8031 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 5 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 5,047 \text{ in} && = 0,4204 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 5,563 \text{ in} && = 0,4634 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,139 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,4818}{0,139} \\
 &= 3,4664 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 181.181,82
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,1010 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \\
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 2(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,2755 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1377 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus 50 ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\
&= 4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(3,4664)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,4353 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,1837 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$\begin{aligned}
 P &= m \times W_p \\
 &= 29,9517 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 &= 2,2277 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,2277 hp

4. Tangki Pelarutan Alum [Al₂(SO₄)₃] (T-401)

Fungsi : Membuat larutan alum [Al₂(SO₄)₃]
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 Unit

Volume tangki :

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Al₂(SO₄)₃ = 2,4454 kg/jam

Densitas Al₂(SO₄)₃ 30% = 1363 kg/m³ = 85,093 lb_m/ft³ (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Volume larutan (VI) = Laju x 24 jam x 30 hari / 0,5 x densitas

$$= \frac{2,4454 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1363 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 2,5836 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %, Maka:

Volume tangki = 20% x 2,5836 m³ = 3,1003 m³

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

Di = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 2 : 1$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$3,1001 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$$

$$D_i = 1,2545 \text{ m} = 4,1161 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,5091 \text{ m} = 8,2322 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tnggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{2,5836 \times 2,5091}{3,1001} \\ &= 2,0909 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,0909 \text{ m} \\ &= 27,9301 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (27,9301 + 101,325)$$

$$P_{\text{desain}} = 135,7179 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(135,7179) \times (1,2545)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 135,7179)} = 0,0012 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0012 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1262 \text{ in}$$

Tebal tangki standart yang digunakan 0,1875 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,2545) \text{ m} = 0,4181 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,4181) \text{ m} = 0,4181 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,4181) \text{ m} = 0,1045 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,4181) \text{ m} = 0,0836 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,4181) \text{ m} = 0,0348 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk $N = 2$ rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 70\% = 0,000672 \text{ lbm/ft.s}$ (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(85,093) \times (2) \times (0,4181)^2}{0,000672} = 44.291,17$$

$N_{\text{Re}} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (2)^3 \times (0,4181)^5 \times (85,093) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,0038 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0038}{0,8} = 0,0038 \text{ hp}$$

5. Pompa Alum [Al₂(SO₄)₃] (P-403)

Fungsi : Memompa alum dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 2,4454 \text{ kg/jam} = 0,0014 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ 30\% } (\rho) = 1.363 \text{ kg/m}^3 = 85,0512 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ 30\% } (\mu) = 0,000672 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F / \rho \\ &= \frac{0,0014 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{85,0512 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,000017 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,000017)^{0,45} (85,0512)^{0,13} \\ &= 0,0503 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,269 \text{ in} = 0,0224 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area (A)} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,000017}{0,0004} \\ &= 0,0439 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{85,0512 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,0439 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0224 \text{ ft}}{0,000672 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 124,7610
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan N_{re} 118,9603 diperoleh harga $f = 0,16$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c)

$$\begin{aligned}
 &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0439^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 1,6268 \text{ E-05 ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$\begin{aligned}
 &= n \cdot K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\
 &= 2(0,75) \left(\frac{0,0439^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 4,4367 \text{ E-05 ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
3. 1 *check valve* (h_f)

$$\begin{aligned}
 &= n \cdot K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\
 &= 1(0,75) \left(\frac{0,0439^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 2,2183 \text{ E-05 ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f)

$$\begin{aligned}
 &= 4f \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2g_c}\right) \\
 &= 4(0,16) \left(\frac{20(0,00052)}{(0,0439)(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,0429 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex})

$$\begin{aligned}
 &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,0439^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 2,9578 \text{ E-05 ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Total *friction loss* $\sum F$ = 0,0430 ft.lbf/lb_m

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{0,0439 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{0,0439 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,0430 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,0430 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,0430 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 16,0344 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,0014 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,0344 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,000043 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,000043 hp

6. Tangki Pelarutan Soda Abu [Na_2CO_3] (T-402)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na_2CO_3)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Volume tangki :

Na_2CO_3 yang digunakan = 50 ppm

Na_2CO_3 yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Na_2CO_3 = 1,3205 kg/jam

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3\text{30\%} = 1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,8423 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Volume larutan (VI)} = \frac{1,3205 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.327 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 2,3883 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20 \%, \text{ Maka:}$$

$$\text{Volume tangki} = 20\% \times 2,3883 \text{ m}^3 = 2,8659 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangka silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 2 : 1$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2/1 D_i)}{4}$$

$$2,8659 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2 D_i)}{4}$$

$$D_i = 1,2222 \text{ m} = 4,0096 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,4443 \text{ m} = 8,0193 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume cairan} \times \text{tnggi silinder}}{\text{volume silinder}}$$

$$= \frac{2,3883 \times 2,4444}{2,8659}$$

$$= 2,0369 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,0369 \text{ m}$$

$$= 26,4893 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (27,1417 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa})$$

$$P_{\text{desain}} = 134,8900 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(134,2050) \times (1,2029)}{(2 \times 8.7218 \times 0,8) - (1,2 \times 134,2050)} = 0,0011 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0011 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1261 \text{ in}$$

Tebal tangki standart yang digunakan 3/16 in

Dari Table 5.6 dan 5.7 hal 89-90 (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,2222) \text{ m} = 0,4073 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,4073) \text{ m} = 0,4073 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,4073) \text{ m} = 0,1018 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,4073) \text{ m} = 0,0814 \text{ m}$$

$$J/Da = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,4073) \text{ m} = 0,0339 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 70% = 0,000369 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(82,842) \times (2) \times (0,4073)^2}{0,000369} = 74.518,37$$

$N_{\text{Re}} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6,3) \times (2)^3 \times (0,4073)^5 \times (82,8423) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,0026 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0026 \text{ hp}}{0,8} = 0,0032 \text{ hp}$$

7. Pompa Soda Abu [Na_2CO_3] (P-404)

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke *clarifier*

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 1,3205 \text{ kg/jam} = 0,0008 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas } \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\rho) = 1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,8419 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\mu) = 0,000369 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,0008 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000097 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,0000097)^{0,45} (82,8419)^{0,13}$$

$$= 0,0385 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 1/8 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 0,269 \text{ in} &= 0,0224 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 0,405 \text{ in} &= 0,0337 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,0004 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0000097}{0,0004} \\
 &= 0,0244 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{82,8419 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,0244 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0224 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}} = 122,8203
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai N_{re} 132,1204 diperoleh harga $f = 0,16$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0224^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 5,00668E-06 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \\
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 2(0,75) \left(\frac{0,0224^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 1,3654E-05 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \\
 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 1(0,75) \left(\frac{0,0224^2}{(2)(32,714)}\right)
 \end{aligned}$$

$$= 6,82729\text{E-}06 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft (F}_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\ &= 4(0,16) \left(\frac{20(0,0224)}{(0,0232)(2)(32,714)} \right) \\ &= 0,0053 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit (h}_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c} \right) \\ &= (1-0) \left(\frac{0,0224^2}{2(1)(32,714)} \right) \\ &= 9,10305\text{E-}05 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,0053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{0,0224 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,0224 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,0053 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,0053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,0053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,0042 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,0007 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,0042 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,00002 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00002 hp

8. Clarifier (CL-401)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon stell SA-283 grade C

Tipe : Ekternal solid recirculation clarifier

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju massa air (F) : 48.909,0803 kg/jam

Laju massa $Al_2(SO_4)_3$: 2,3317 kg/jam

Laju massa Na_2CO_3 : 1,2591 kg/jam

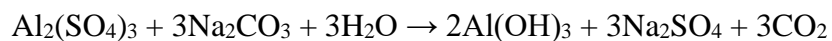
Laju massa total : 48.912,8463 kg/jam

Densitas $Al_2(SO_4)_3$: 2.710 kg/m³ (Perry, 1997)

Densitas Na_2CO_3 : 2.533 kg/m³ (Perry, 1997)

Densitas air : 995,72 kg/m³

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh

Untuk clarifier tipe upflow (radial):

Kedalaman = 5 – 10 m

Settling time = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 8 m dan settling time = 2 jam

Diameter dan tinggi clarifier:

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan } (\rho) &= \frac{46.638,6784}{\frac{46.635,0875}{995,72} + \frac{2,3317}{2.710} + \frac{1,2591}{2.533}} \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan } v = \frac{48.909,0803 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,7478 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 2 \text{ jam} = 98,2358 \text{ m}^3$$

$$D = \left(\frac{4 \times v}{\pi \cdot H} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 98,2358}{3,14 \times 8} \right)^{1/2} = 3,9550 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi clarifier} = 1,5 \times 3,9550 \text{ m} = 5,9326 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 8 \text{ m} \\ &= 78,0666 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 78,0666 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 179,3916 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 179,3916 \text{ kPa} = 188,3612 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ (Brownells \& Young, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(188,3612) \times (3,862)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 188,3612)} = 0,0052 \text{ m} = 0,2055 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,2055 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,3305 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

9. Pompa Clarifier (P-405)

Fungsi : Memompa air dari *Clarifier* ke *sandfilter*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 48.909,0804 \text{ kg/jam} = 29,9517 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ gr/l} = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = F/\rho$$

$$= \frac{29,9517 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,4818 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,4818)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 4,8031 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 5 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 5,047 \text{ in} && = 0,4204 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 5,563 \text{ in} && = 0,4634 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,139 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4818}{0,139} \\ &= 3,4664 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 181.181,82 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \text{ 1 sharp edge enterance (h}_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a_{gc}}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,1010 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f.\left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\
&= 2(0,75)\left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,2755 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f.\left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\
&= 1(0,75)\left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,1377 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) &= 4f.\left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c}\right) \\
&= 4(0,0049)\left(\frac{50(0,4204)}{(3,4664)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,4353 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1-\frac{A_2}{A_1}\right)\left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\
&= (1-0)\left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,1837 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 29,9517 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,2277 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,2277 hp

10. Sand Filter (SF-401)

Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

$$\text{Laju alir massa (F)} = 48.909,0803 \text{ kg/jam} = 29,9516 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas air } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Sand filter dirancang untuk menampung $\frac{1}{4}$ jam operasi

Direncanakan volume bahan penyaring $\frac{1}{3}$ volume tangki

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{48.909,0803 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 12,2798 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki } (V_t) = (1,2 \times 12,2798) \text{ m}^3 = 14,7357 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = (1 + 0,3) \times 14,7357 \text{ m}^3 = 19,1565 \text{ m}^3$$

Diamter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 4 : 3$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4/3 D_i)}{4}$$

$$19,1565 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4 D_i)}{12}$$

$$D_i = 2,6353 \text{ m} = 8,6461 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,5137 \text{ m} = 11,5281 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup

Diameter tinggi tutup = diameter tangki = 2,6353 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup $D : H = 4 : 1$

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times (2,6353 \text{ m}) = 0,6588 \text{ m}$

Tinggi tangki total = $3,5137 \text{ m} + (2 \times 0,6588 \text{ m}) = 4,8314 \text{ m}$

Tebal *shell* dan dan tutup tangki

Tinggi penyaring = $\frac{1}{4} \times 4,8314 \text{ m} = 1,2078 \text{ m}$

Tinggi cairan dalam tangki = $\left(\frac{12,2798 \text{ m}^3}{14,7357 \text{ m}^3}\right) \times 4,9504 \text{ m} = 4,0262 \text{ m}$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,0262 \text{ m} \\ &= 39,2879 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 40,2555 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 141,5805 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (0,5 \times 141,5805 \text{ kPa}) = 148,6596 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa (Brownells & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(147,6436) \times (2,6353)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 147,6436)} = 0,0027 \text{ m} = 0,1099 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1099 in + 1/8 in = 0,2349 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

11. Pompa *Sand Filter* (P-406)

Fungsi : Memompa air dari *sandfilter* ke tangki air.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 48.909,0804 kg/jam = 29,9517 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 gr/l = 62,1626 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = F/\rho$$

$$= \frac{29,9517 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,4818 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,4818)^{0,45} (62,1626)^{0,13}$$

$$= 4,8031 \text{ in}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4204 ft

Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4634 ft

$$\text{Inside sectional area} = 0,139 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4818}{0,139} \\ &= 3,4664 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 181.181,82 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$\begin{aligned} &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,1010 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$
2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$\begin{aligned} &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 2(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,2755 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$
3. 1 *check valve* (h_f)

$$\begin{aligned} &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{3,4664^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,1377 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$
4. Pipa lurus 50 ft (F_f)

$$\begin{aligned} &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\ &= 4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(3,4664)(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,4353 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{3,4664^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,1837 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \sum F &= 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{3,4664 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 1,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -51,1331 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 29,9517 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,9065 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,2277 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,2277 hp

12. Tangki Air (T-403)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju alir massa (F) = 48.909,0803 kg/jam = 29,9516 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,1626 lb_m/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air (V}_a\text{)} = \frac{48.909,0803 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 49,1193 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20% maka:

$$\text{Volume tangki} = (20\% \times 49,1193 \text{ m}^3) = 58,9431 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$58,9431 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$D_i = 4,6433 \text{ m} = 15,2341 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,4825 \text{ m} = 11,4256 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \left(\frac{49,1193 \text{ m}^3 \times 3,4825 \text{ m}}{58,9431 \text{ m}^3} \right) = 2,9021 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,9021 \text{ m} \\ &= 28,3189 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 27,8731 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 129,1981 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 129,1981 \text{ kPa}) = 135,6580 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(136,1261) \times (4,6433)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 136,1261)} = 0,0045 \text{ m} = 0,1785 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,1785 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,3035 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 5/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

13. Pompa Air Domestik (P-407)

Fungsi : Memompa air dari tangki air ke tangki air domestik.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 4.875,5000 \text{ kg/jam} = 2,9857 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ gr/l} = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{2,9857 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0480 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0480)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 1,7018 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 2 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 2,067 \text{ in} && = 0,1721 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 2,375 \text{ in} && = 0,1978 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,0233 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0480}{0,0233} \\ &= 2,0614 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,0614 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 44.127,61 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance (h}_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,0614^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,0357 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{2,0614^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,0974 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{2,0614^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,0487 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c} \right) \\
&= 4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(2,0614)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,4449 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,0614^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,0064 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,6917 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{2,0614 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{2,0614 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,6917 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 50,6917 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -50,6917 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,5534 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,9857 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,5534 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,2201 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,2201 hp

14. Tangki Air Domestik (T-404)

Fungsi : Tempat menampung air domestik.

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 4.857,5000 \text{ kg/jam} = 2,9747 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{4.857,5000 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 4,8783 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20% maka:

$$\text{Volume tangki} = (20\% \times 4,8783 \text{ m}^3) = 5,8540 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$5,8540 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$D_i = 2,1503 \text{ m} = 7,0549 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,6127 \text{ m} = 5,2912 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \left(\frac{4,8783 \text{ m}^3 \times 1,6127 \text{ m}}{5,8540 \text{ m}^3} \right) = 1,3439 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,3439 \text{ m} \\ &= 13,1145 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 13,1145 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 114,4395 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 114,4395 \text{ kPa}) = 120,1614 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(120,1614) \times (2,1503)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 120,1614)} = 0,0018 \text{ m} = 0,0729 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,0729 in + 1/8 in = 0,1979 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

15. Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂] (T-407)

- Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik
- Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
- Jumlah : 1 unit

Volume tangki

- Kaporit yang digunakan = 2 ppm
- Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (%berat)
- Laju massa kaporit = 0,0138 kg/jam
- Densitas kaporit 70% = 1.272 kg/m³ = 79,4086 lbm/ft³ (Perry, 1997)
- Kebutuhan perancangan = 90 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan (V}_1\text{)} &= F \times 24 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ hari} / \text{densitas} \\ &= \frac{0,0138 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 90 \text{ hari}}{0,7 \times 1.272 \text{ kg/m}^2} = 0,0336 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 0,0336 \text{ m}^3) = 0,0336 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$0,0404 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$$

$$D_i = 0,3249 \text{ m} = 1,0660 \text{ ft}$$

$$H_s = 0,4874 \text{ m} = 1,5991 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{0,0336 \times 0,4874}{0,0404} = 0,4061 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,4061 \text{ m} \\ &= 5,0633 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (5,0633 + 101,325) \text{ kPa} = 106,3883 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 106,3883 \text{ kPa}) = 111,7077 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(111,7077) \times (0,3249)}{(2 \times 87,218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 111,7077)} = 0,0002 \text{ m} = 0,0102 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0102 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1352 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Daya Pengaduk

$$\text{Tipe pengaduk} : \text{Flat six turbin imp}$$

$$\text{Jumlah baffle} : 4 \text{ buah}$$

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = (1/3 \times 0,3249 \text{ m}) = 0,1083 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 ; E = (1 \times 0,1083 \text{ m}) = 0,1083 \text{ m}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,1083 \text{ m}) = 0,0270 \text{ m}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,1083 \text{ m}) = 0,0216 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,1083 \text{ m}) = 0,0216 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas kaporit 70% = 0,00067197 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(79,4086) \times (1) \times (0,108)^2}{0,00067197} = 1.386,4257$$

$N_{Re} < 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times 0,0108^5 \times (79,4086)}{(32,174) \times (550)} = 4,14534E-07 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = 5,18168E-07

16. Pompa Kation *Exchanger* (P-408)

Fungsi : Memompa air dari tangki air menuju kation *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 44.051,5803kg/jam = 26,9595 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 gr/l = 62,1626 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{26,9595 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,4337 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,4337)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 4,5809 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 5 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 5,047 \text{ in} && = 0,4204 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 5,563 \text{ in} && = 0,4633 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,139 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4337}{0,139} \\ &= 3,1201 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 3,1201 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 163.082,14 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \text{ 1 sharp edge enterance (h}_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.gc}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,1201^2}{2(1)(32,714)}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,0818 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{3,1201^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,2231 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{3,1201^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1115 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c} \right) \\
&= 4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(3,1201)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1585 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,3,1201^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,1487 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,1201 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{3,1021 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,5791 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,9857 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,5791 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,8126 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,8126 hp

17. Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (CE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa air} = 44.051,5803 \text{ kg/jam} = 26,9595 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air} = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \text{ (Perry, 1997)}$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{44.051,5803 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 55,3011 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 55,3011 \text{ m}^3 = 66,3613 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V_s = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (V_h)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times D_t^3 = 0,1308 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$66,3613 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$66,3613 = 1,30833 D_t^3$$

$$D_t = 3,7016 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 3/2 \times D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 3,7016 \text{ m} = 5,5525 \text{ m}$$

Tinggi *head* (H_h) : ($H_h : D_t = 1 : 4$)

$$H_h = 1/4 \times D_t$$

$$H_h = 1/4 \times 3,7016 \text{ m} = 0,9254 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 5,5525 \text{ m} + (2 \times 0,9254 \text{ m}) = 7,4033 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left(\frac{55,3011 \times 5,5525}{66,3613} \right) \\ &= 4,6271 \text{ m} \end{aligned}$$

$P_{\text{hidrostatik}}$

$$= \rho \times g \times h$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,5525 \text{ m}$$

$$= 54,1818 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (54,1818 + 101,325) \text{ kPa} = 155,5068 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 155,5068 \text{ kPa}) = 163,2821 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(163,2821) \times (3,7016)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 163,2821)} = 0,0043 \text{ m} = 0,1707 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,1707 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,2957 \text{ in}$$

Tebal *shell* standart yang digunakan = 5/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 44.051,5803 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 11,0602 \text{ m}^3$$

18. Tangki Pelarutan H₂SO₄ (T-408)

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat (H₂SO₄)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 = 21,8466 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4 \text{ 50\%} = 1.387 \text{ kg/m}^3 = 86,5879 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{21,8466 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.387 \text{ kg/m}^3} = 22,6814 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki (V}_t) = (1,2 \times 22,6814 \text{ m}^3) = 27,2177 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangka silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$D_i = 2,8485 \text{ m}$$

$$H_s = 4,2728 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{22,6814 \text{ m}^3 \times 4,2728 \text{ m}}{27,2177 \text{ m}^3} = 3,5607 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.387 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,2728 \text{ m} \\ &= 58,0796 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (58,0796 + 101,325) \text{ kPa} = 159,4046 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 159,4046 \text{ kPa}) = 167,3749 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218.714 \text{ kPa}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(167,3749) \times (2,8485)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 167,3749)} = 0,0034 \text{ m} = 0,1347 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1347 in + 1/8 in = 0,2597 in

Tebal tangki standart yang digunakan 5/16 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 2,8485 \text{ m}) = 0,9495 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,9495 \text{ m}) = 0,9495 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,9495 \text{ m}) = 0,2373 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,9495 \text{ m}) = 0,1899 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 2,8485 \text{ m}) = 0,2373 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas H₂SO₄ 50% = 0.00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(86,5879) \times (1) \times (2,8485)^2}{0,00034942} = 2.010.807,700$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,9495)^5 \times (86,4879)}{(32,174) \times (550)} = 0,0237 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0237 \text{ hp}}{0,8} = 0,0297 \text{ hp}$$

19. Pompa H₂SO₄ (P-409)

Fungsi : Memompa asam sulfat ke kation *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 21,8466 \text{ kg/jam} = 0,0141 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ gr/l} = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = F/\rho$$

$$= \frac{0,0141 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,00021 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,00021)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 0,1500 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,364 \text{ in} = 0,0303 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,54 \text{ in} = 0,0449 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,00072 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0002}{0,0007} \\ &= 0,2967 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,2967 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0303 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 497.0510$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) = $0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 = $0,55 (1-0) \left(\frac{0,2967^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 = $0,0007 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) = $n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 = $2(0,75) \left(\frac{0,2967^2}{(2)(32,714)}\right)$
 = $0,0020 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) = $n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 = $1(0,75) \left(\frac{0,2967^2}{(2)(32,714)}\right)$
 = $0,0010 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft (F_f) = $4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$
 = $4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(0,2967)(2)(32,714)}\right)$
 = $0,0198 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) = $\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 = $(1-0) \left(\frac{0,2967^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 = $0,0013 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$

Total *friction loss* ΣF = $0,0250 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{0,2967 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{0,2967 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,0250 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,0250 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,0250 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 16,0200 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,0141 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,0200 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,0004 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0004 hp

20. Pompa Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (P-410)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 44.051,5803 \text{ kg/jam} = 26,9595 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ gr/l} = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{26,9595 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,4337 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,4337)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 4,5809 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 5,047 \text{ in} = 0,4204 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 5,563 \text{ in} = 0,4633 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,139 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4337}{0,139} \\ &= 3,1201 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 3,1201 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 163.082,14 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,0003$

Maka harga $f = 0,0049$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \text{ 1 sharp edge enterance (h}_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$$

$$\begin{aligned}
&= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,1201^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,0818 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{3,1201^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,2231 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{3,1201^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1115 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c} \right) \\
&= 4(0,0049) \left(\frac{50(0,4204)}{(3,1201)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1585 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,3,1201^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,1487 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{3,1201 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{3,1021 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,7239 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,5791 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,9857 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,5791 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,8126 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,8126 hp

21. Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (AE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa air} = 44.051,5803 \text{ kg/jam} = 26,9595 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air} = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \text{ (Perry, 1997)}$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{44.051,5803 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 55,3011 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 55,3011 \text{ m}^3 = 66,3613 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V_s = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (V_h)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times D_t^3 = 0,1308 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$66,3613 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$66,3613 = 1,30833 D_t^3$$

$$D_t = 3,7016 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 3/2 \times D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 3,7016 \text{ m} = 5,5525 \text{ m}$$

Tinggi *head* (H_h) : ($H_h : D_t = 1 : 4$)

$$H_h = 1/4 \times D_t$$

$$H_h = 1/4 \times 3,7016 \text{ m} = 0,9254 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 5,5525 \text{ m} + (2 \times 0,9254 \text{ m}) = 7,4033 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left(\frac{55,3011 \times 5,5525}{66,3613} \right) \\ &= 4,6271 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,5525 \text{ m} \\ &= 54,1818 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (54,1818 + 101,325) \text{ kPa} = 155,5068 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 155,5068 \text{ kPa}) = 163,2821 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(163,2821) \times (3,7016)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 163,2821)} = 0,0043 \text{ m} = 0,1707 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,1707 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,2957 \text{ in}$$

Tebal *shell* standart yang digunakan = 5/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 44.051,5803 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 11,0602 \text{ m}^3$$

22. Tangki Pelarutan NaOH (T-409)

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

$$\text{Laju massa NaOH} = 13,2138 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas NaOH 50\%} = 1.518 \text{ kg/m}^3 = 94,7660 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{13,2138 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.518 \text{ kg/m}^3} = 12,5348 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%, \text{ maka:}$$

$$\text{Volume tangki (V}_t) = (1,2 \times 12,5348 \text{ m}^3) = 15,0148 \text{ m}^3$$

Diamter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$15,0418 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$$

$$D_i = 2,3376 \text{ m}$$

$$H_s = 3,5064 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{132,5348 \text{ m}^3 \times 3,5064 \text{ m}}{15,0418 \text{ m}^3} = 2,9781 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.518 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,5064 \text{ m} \\ &= 52,1637 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (52,1637 + 101,325) \text{ kPa} = 153,4887 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 153,4887 \text{ kPa}) = 161,1632 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218.714 kPa

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(161,1632) \times (2,3376)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 161,1632)} = 0,0027 \text{ m} = 0,1064 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1064 in + 1/8 in = 0,2314 in

Tebal tangki standart yang digunakan 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 2,3376 \text{ m}) = 0,7792 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,7792 \text{ m}) = 0,7792 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,7792 \text{ m}) = 0,1948 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,7792 \text{ m}) = 0,1558 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 2,3376 \text{ m}) = 0,1948 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas NaOH 50% = 0.00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(94,7660) \times (1) \times (2,3376)^2}{0,00034} = 1.482,057$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,7792)^5 \times (94,7660)}{(32,174) \times (550)} = 0,0096 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0096 \text{ hp}}{0,8} = 0,0121 \text{ hp}$$

23. Pompa NaOH (P-411)

Fungsi : Memompa NaOH dari tangki NaOH ke anion *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

| | | |
|---------------------|------------------|--|
| Laju alir massa (F) | = 13,2138 kg/jam | = 0,0076 lb _m /s |
| Densitas air (ρ) | = 995,72 kg/jam | = 62,1626 lb _m /ft ³ |
| Viscositas (μ) | = 0,8007 cP | = 0,0005 lb _m /ft ³ .s |

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{0,0076 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,00008 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,00008)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 0,1015 \text{in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1,25 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,0224 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,0337 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,00008}{0,0004} \\ &= 0,2024 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{0,0268 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 94,766 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0220 \text{ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 16,0415$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00076$

Maka harga $f = 0,0056$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,2024^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0003 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 2(0,75) \left(\frac{0,2024^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0009 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{0,2024^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0004 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$
 $= 4(0,0056) \left(\frac{20(2,1139)^2}{(0,2024)(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0125 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= (1-0) \left(\frac{0,2024^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0006 \text{ ft.lbf/lb}_m$

Total *friction loss* $\sum F = 0,0149 \text{ ft.lbf/lb}_m$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{0,2024 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{0,2024 \frac{\text{ft}\cdot\text{lb}_m}{\text{lb}_f\cdot\text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,0149 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,0149 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,0149 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 16,0119 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,0076 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,0119 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,0002 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0002 hp

24. Tangki Air Lunak (T-410)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke boiler dan unit proses

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 44.051,5803 \text{ kg/jam} = 26,9769 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1626 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3\cdot\text{s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{44.051,5803 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 44,2409 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20% maka:

$$\text{Volume tangki} = (20\% \times 44,2409 \text{ m}^3) = 53,0891 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$53,0891 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$D_i = 4,4842 \text{ m} = 14,7121 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,3632 \text{ m} = 11,0341 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \left(\frac{44,2409 \text{ m}^3 \times 3,3632 \text{ m}}{53,0891 \text{ m}^3} \right) = 2,8026 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,8026 \text{ m} \\ &= 27,3485 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 27,3485 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 128,6735 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 128,6735 \text{ kPa}) = 135,1072 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(135,1072) \times (4,4842)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 135,1072)} = 0,0043 \text{ m} = 0,1711 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1711 in + 1/8 in = 0,2961 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 5/16 in (Brownells & Young, 1959)

25. Pompa Tangki Air Lunak (P-412)

Fungsi : Memompa air dari tangki air lunak ke *deaerator*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 37.293,4824 kg/jam = 22,8383 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1626 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = F/\rho$$

$$= \frac{22,8383 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,3674 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,3674)^{0,45} (62,1626)^{0,13}$$

$$= 4,2514 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4204 ft

Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4633 ft

$$\text{Inside sectional area} = 0,139 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,3674}{0,139} \\ &= 2,6432 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,6432 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 138.152,32 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,00076$

Maka harga $f = 0,0056$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 6. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,1139^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,0587 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 7. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\ &= 2(0,75) \left(\frac{2,6432^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,1601 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 8. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{2,6432^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,0800 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 9. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2.g_c}\right) \\ &= 4(0,0056) \left(\frac{20(2,6432)^2}{(2,6432)(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,2995 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 10. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \end{aligned}$$

$$= (1-0)\left(\frac{2,6432^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,1067 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,7053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{2,6432 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{2,6432 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,7053 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 50,7053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -50,7053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 40,5642 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 22,8383 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,5642 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 1,6844 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 1,6844 hp

26. Deaerator (DE-401)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Waktu operasi : 1 jam

Data:

Laju alir massa air = 37.293,48 kg/jam = 22,8236 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m³ = 62,1626 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

Volume larutan (V₁) = $\frac{37.293,48 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3}$ = 46,8172m³

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

Volume tangki = 1,2 x 46,8172 m³ = 56,1806 m³

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

V = $\frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s$ (H_s : D_t = 3 : 2)

V_s = $\frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3$ = 1,1775 D_t³

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (V_h)

V_h = $\frac{1}{24} \times \pi \times D_t^3$ = 0,1308 D_t³ (Brownells & Young, 1959)

Volume tangki (V_t)

V_t = V_s + V_h

56,1806 = 1,1775 D_t³ + 0,1308 D_t³

56,1806 = 1,30833 D_t³

D_t = 3,5017 m

Tinggi silinder (H_s)

H_s = $\frac{3}{2} \times D_t$

H_s = $\frac{3}{2} \times 3,5017 \text{ m} = 5,2526 \text{ m}$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : D_t = 1 : 4)

$$Hh = \frac{1}{4} \times D_t$$

$$Hh = \frac{1}{4} \times 3,5017 \text{ m} = 0,8754 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht):

$$Ht = H_s + (2 \times Hh)$$

$$= 5,2526 \text{ m} + (2 \times 0,8754 \text{ m}) = 7,0035 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (Hc):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left(\frac{46,8172 \times 5,2526}{56,1806} \right) \\ &= 4,3772 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,2526 \text{ m} \\ &= 51,2559 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (51,2559 + 101,325) \text{ kPa} = 152,5809 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 152,5809 \text{ kPa}) = 160,2099 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa (Brownells & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(160,2099) \times (3,5017)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 160,2099)} = 0,0040 \text{ m} = 0,1584 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1584 in + 1/8 in = 0,2834 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 5/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 37,293,48 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 9,3634 \text{ m}^3$$

27. Pompa Daerator (P-413)

Fungsi : Memompa air dari *daerator* ke *boiler*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 37.293,4824 kg/jam = 22,8383 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1626 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= F/\rho \\ &= \frac{22,8383 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1626 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,3674 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,3674)^{0,45} (62,1626)^{0,13} \\ &= 4,2514 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4204 ft

Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4633 ft

Inside sectional area = 0,139 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,3674}{0,139} \\ &= 2,6432 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,1626 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,6432 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4204 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 138.152,32$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00076$

Maka harga $f = 0,0056$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 11. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,1139^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,0587 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 12. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 2(0,75) \left(\frac{2,6432^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,1601 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 13. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{2,6432^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,0800 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2g_c}\right) \\ &= 4(0,0056) \left(\frac{20(2,6432)^2}{(2,6432)(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,2995 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 15. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= (1-0) \left(\frac{2,6432^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,1067 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,7053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{2,6432 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{2,6432 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,7053 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 50,7053 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -50,7053 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 40,5642 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 22,8383 \text{ lb}_m/\text{s} \times 40,5642 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 1,6844 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 1,6844 hp

28. *Boiler (B-401)*

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi operasi :

Uap yang digunakan bersuhu 400°C dari *steam table, Reklaitis*, diperoleh kalor laten steam 902,5373 Btu/lbm.

Laju alir massa air = 37.293,48kg/jam = 82.217,95 lbm/jam

Perhitungan:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P : Daya boiler, hp

W : Kebutuhan uap, lbm/jam

H : Kalor laten *steam*, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{82.217,95 \text{ lbm/jam} \times 902,5373 \text{ Btu/lbm}}{34,5 \times 970,3} = 2.216,69 \text{ hp}$$

Menghitung jumlah tube

Luas permukaan perpindahan panas,

$$A = P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ = 2.216,69 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} = 22.166,99 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan *tube* dengan spesifikasi:

Panjang *tube*, L = 30 ft

Diameter *tube* = 3 in

Luas permukaan pipa, a' = 0,917 ft²/ft (Kern, 1965)

Sehingga jumlah *tube*,

$$N = \frac{A}{L \times a'} = \frac{22.166,99 \text{ ft}^2}{(30 \text{ ft}) \times (0,917 \text{ ft}^2/\text{ft})} = 806 \text{ buah}$$

29. Menara Air Pendingin (*Water Cooling Tower*) (WCT-401)

Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari temperatur 90°C menjadi 27°C

Jenis : *Mechanical draft cooling tower*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Temperatur air masuk, T₂ = 90°C = 194°F

Temperatur keluar, T₁ = 27°C = 80,6°F

Temperatur bola basah T_w = 75°F (Perry, 1997)

Konstanta air = 1,375 gpm/ft² (Perry, 1997)

Laju massa air pendingin = 6.758,0979 kg/jam
= 14.899,0379 lbm/jam

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik air pendingin (Q)} &= \frac{6.758,0979 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,7871 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 29,8824 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Luas Menara} = \frac{29,8824 \text{ gpm}}{1,375 \text{ gpm/ft}^2} = 21,7326 \text{ ft}^2$$

Daya untuk standar *tower performance* 90% = 0,031 hp/ft² (Fig 12-15, Perry, 1997)

$$\text{Daya untuk fan} = 0,031 \text{ hp/ft}^2 \times 21,7326 \text{ ft}^2 = 0,6737 \text{ hp}$$

Dipakai *fan* dengan daya 0,11 hp

$$\text{Kecepatan rata-rata udara masuk} = 4 - 6 \text{ ft/s} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Kapasitas fan dipakai} = 3,2 \times 10^5 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (\text{Perry, 1997})$$

Pada temperatur bola basah 75°F, densitas udara = 0,073 lb/ft³ (Kern, 1965)

$$L = \frac{14.899,03 \text{ lbm/jam}}{21,7326 \text{ ft}^2} = 685,5588 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\begin{aligned} G \text{ (Kec. udara masuk)} &= 6 \text{ ft/s} \times 0,073 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 0,438 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} \\ &= 1.576,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{G} = \frac{685,5491 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1576,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}} = 0,4347$$

Pada temperatur bola basah 75°F, diperoleh $H_1 = 34,09 \text{ Btu/lb}$ (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} H_2 &= H_1 + \frac{L}{G} (T_2 - T_1) \\ &= 34,09 \text{ Btu/lb} + 0,4347 \times (194 - 80,6)^\circ\text{C} \\ &= 83,3956 \text{ Btu/lb udara kering} \end{aligned}$$

Dari gambar 17.12 Kern. 1965 diperoleh:

$$\text{Pada temperatur air masuk } T_2 = 194^\circ\text{F}, \quad H_2 = 160,7 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Pada temperatur air keluar, } T_1 = 80,6^\circ\text{F}, \quad H_1 = 43,3 \text{ Btu/lb}$$

Log Mean Enthalpy Difference:

$$\text{Bagian atas menara} : H_2' - H_2 = 160,7 - 83,3956 = 77,3043 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Bagian bawah menara: } H_1' - H_1 = 43,3 - 34,09 = 9,21 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Log mean (H' - H)} = \frac{77,3043 - 9,21}{2,3 \log\left(\frac{77,3043}{9,21}\right)} = 32,0433 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Tinggi tower, Z} = \frac{nd \times L}{K \times a} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd}$$

Dimana:

L = *Liquid loading* (lb/ft².jam)

K x a = Koefisien perpindahan panas *overall* (lb/ft².jam(lb/lb))

Z = Tinggi tower (ft)

HDU = *Height of Diffusion Unit* (ft)

$$nd = K \times a \times V/L = dT/(H' - H) = (194 - 80,6)/32,0438 = 3,5389$$

Untuk industri digunakan harga K x a = 100 (lb/ft³.jam(lb/lb))

$$\text{Tinggi tower, Z} = \frac{nd \times L}{K \times a} = \frac{3,5389 \times 685,5588}{100} = 24,2612 \text{ ft} = 7,399 \text{ m}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd} = \frac{24,2612}{3,5389} = 6,8555 \text{ ft} = 2,0909 \text{ m}$$

30. Pompa WCT (P-414)

Fungsi : Memompa air dari menara air pendingin ke tangki air.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 6.758,0979 kg/jam = 4,1386 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1608 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{4,1386 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1608 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0665 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0665)^{0,45} (62,1608)^{0,13} \\ &= 1,9711 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 2 in

Schedule number = 40

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 2,067 \text{ in} = 0,1721 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,1978 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0665}{0,0233} \\ &= 2,8574 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1608 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,8574 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 61.166,78 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00046$ dan $\varepsilon/D = 0,0009$

Maka harga $f = 0,007$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,8574^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0686 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right)$
 $= 2(0,75) \left(\frac{2,8574^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,1871 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{2,8574^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0935 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 30 ft (F_f) $= 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2.g_c}\right)$

$$= 4(0,007) \left(\frac{30(2,8574)^2}{(0,0873)(2)(32,714)} \right)$$

$$= 0,6088 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a_{gc}}\right)$$

$$= (1-0) \left(\frac{2,8574^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,1247 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 1,0830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{2,8574 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{2,8574 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 1,0830 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 31,0830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -31,0830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 24,8664 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 4,1386 \text{ lb}_m/\text{s} \times 24,8664 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,1871 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,1871 hp

31. Pompa Limbah Cair (domestik) (P-415)

Fungsi : Memompa limbah cair domestik ke unit pengolahan

limbah.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3.886 kg/jam = 2,3797 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 923,3 kg/jam = 57,6397 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{2,3797 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{57,6397 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0412 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0412)^{0,45} (57,6397)^{0,13} \\ &= 1,5742 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 2 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 2,067 in = 0,1721 ft

Diameter luar (OD) = 2,375 in = 0,1978 ft

Inside sectional area = 0,0233 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0412}{0,0233} \\ &= 1,7719 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{57,6397 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 1,7719 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 35.171,76 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00046$ dan $\varepsilon/D = 0,0009$

Maka harga $f = 0,007$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c)

$$= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0263 \text{ ft.lbf/lb}_m$$
2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 2(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0719 \text{ ft.lbf/lb}_m$$
3. 1 *check valve* (h_f)

$$= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 1(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0359 \text{ ft.lbf/lb}_m$$
4. Pipa lurus 30 ft (F_f)

$$= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 4(0,007) \left(\frac{30(1,771)^2}{(0,0873)(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,1248 \text{ ft.lbf/lb}_m$$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex})

$$= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$$

$$= (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0479 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total *friction loss* ΣF = 0,3072 ft.lbf/lb_m

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p^2 - p^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{1,1771 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,771 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 0,3072 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,30722 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,30722 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 16,2457 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,3797 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,2457 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,0702 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0702 hp

32. Bak Penampungan (B-402)

Fungsi : Menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah

Laju volumetrik air buangan : 4,2088 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Volume air buangan : (4,2088 m³/jam x 7 x 24 jam) = 707,0811 m³

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{707,0811 \text{ m}^3}{0,9} = 785,6456 \text{ m}^3$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{lebar bak (L)}$$

$$\text{Tinggi bak} = \text{Lebar bak (L)}$$

$$\text{Maka, volume bak} = p \times L \times t$$

$$785,6456 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 7,3237 \text{ m}$$

Sehingga:

$$\text{Panjang bak} = (2 \times 7,3237 \text{ m}) = 14,6474 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 7,3237 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 7,3237 \text{ m}$$

$$\text{Luas} = 107,2740 \text{ m}^2$$

33. Pompa Bak Netralisasi (P-416)

Fungsi : Memompa limbah cair dari bak penampungan ke bak Penetralan.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3.886 \text{ kg/jam} = 2,3797 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 923,3 \text{ kg/jam} = 57,6397 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{2,3797 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{57,6397 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0412 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,0412)^{0,45} (57,6397)^{0,13} \\ &= 1,5742 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 2,067 \text{ in} = 0,1721 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,1978 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0412}{0,0233} \\ &= 1,7719 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{57,6397 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,7719 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 35.171,76 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00046$ dan $\varepsilon/D = 0,0009$

Maka harga $f = 0,007$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0263 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 2(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0719 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0359 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
4. Pipa lurus 30 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$
 $= 4(0,007) \left(\frac{30(1,771)^2}{(0,0873)(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,1248 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
 &= (1-0)\left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,0479 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \sum F &= 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p^2 - p^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{1,1771 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,771 \frac{\text{ft.lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,3797 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0702 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0702 hp

34. Bak Penetralkan (B-403)

Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik biasanya mempunyai pH = 5 (Hammer, 1986). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 (Kep.42/MENLH/10/1998)

Laju volumetrik air buangan : 4,2088 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Volume air buangan : (4,2088 m³/jam x 7 x 24 jam) = 303,0347 m³

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

Volume bak $= \frac{303,0347 \text{ m}^3}{0,9} = 335,7052 \text{ m}^3$

Direncanakan:

Panjang bak = 2 x lebar bak (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka, volume bak = p x L x t

$$336,7052 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 5,5217 \text{ m}$$

Sehingga:

Panjang bak = 11,0434 m

Tinggi bak = 5,5217 m

Luas = 60,9784 m²

35. Pompa Bak Pengendapan (P-417)

Fungsi : Memompa limbah cair dari bak penetralan ke bak pengendapan.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3.886 kg/jam = 2,3797 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 923,3 kg/jam = 57,6397 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan :

Laju alir volume (Q) $= \frac{2,3797 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{57,6397 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0412 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 3,9 (0,0412)^{0,45} (57,6397)^{0,13} \\
 &= 1,5742 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 2,067 \text{ in} && = 0,1721 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 2,375 \text{ in} && = 0,1978 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0412}{0,0233} \\
 &= 1,7719 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{57,6397 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,7719 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 35.171,76
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00046$ dan $\varepsilon/D = 0,0009$

Maka harga $f = 0,007$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,0263 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \\
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 2(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,0719 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,0359 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus 30 ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2.g_c} \right) \\
&= 4(0,007) \left(\frac{30(1,771)^2}{(0,0873)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1248 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,0479 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{1,1771 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,771 \frac{\text{ft.lbf}_m}{\text{lb}_f.\text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$\begin{aligned}
 P &= m \times W_p \\
 &= 2,3797 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 &= 0,0702 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0702 hp

36. Bak Pengendapan (B-404)

Laju volumetrik air buangan : 4,2028 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 2 hari

$$\text{Volume air buangan} : (4,2028 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}) = 202,0231$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{202,0231 \text{ m}^3}{0,9} = 224,4701 \text{ m}^3$$

Direncanakan:

Panjang bak = 2 x lebar bak (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka, volume bak = p x L x t

$$224,4701 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 4,8236 \text{ m}$$

Sehingga:

Panjang bak = 9,6473 m

Tinggi bak = 4,8236 m

Luas = 46,5352 m²

Kecepatan terminal pengendapan

Hukum Stokes

$$V = \frac{(\rho_s - \rho) \times g \times D_p^3}{18 \mu} \quad (\text{Foust, 1960})$$

Diaman:

V = Kecepatan terminal pengendapan

ρ_s = Densitas partikel Na₂CO₃ pada 30°C = 1,987 gr/cm³ (Perry, 1997)

ρ = Densitas air pada 30°C = 0,9957 gr/cm³ (Perry, 1997)

D_p = Diameter partikel = 0,002 cm (Perry, 1997)

g = Percepatan gravitasi = 980 cm/s^2

μ = Viskositas air pada 30°C = $0,01 \text{ gr.cm.s}$ (Perry, 1997)

Sehingga:

$$\begin{aligned} V &= \frac{(\rho_s - \rho) \times g \times D_p^3}{18 \mu} \\ &= \frac{(1,987 - 0,9957) \times 980 \times (0,002)^3}{18 \times (0,01)} \\ &= 0,0216 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengendapan (W)} &= \frac{H \times 100}{V \times 60} \\ &= \frac{4,8236 \times 100}{0,0216 \times 60} = 372,4 \text{ menit} = 6,2 \text{ jam} \end{aligned}$$

37. Pompa Tangki Sedimentasi (P-418)

Fungsi : Memompa limbah cair dari bak pengendapan ke tangki sedimentasi.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = $3,886 \text{ kg/jam}$ = $2,3797 \text{ lb}_m/\text{s}$

Densitas air (ρ) = $923,3 \text{ kg/jam}$ = $57,6397 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$

Viscositas (μ) = $0,8007 \text{ cP}$ = $0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{2,3797 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{57,6397 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0412 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0412)^{0,45} (57,6397)^{0,13} \\ &= 1,5742 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 2 in

Schedule number = 40

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 2,067 \text{ in} = 0,1721 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,1978 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0412}{0,0233} \\ &= 1,7719 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{57,6397 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,7719 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1721 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 35.171,76 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00046$ dan $\varepsilon/D = 0,0009$

Maka harga $f = 0,007$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0263 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 2(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0719 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
3. 1 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{1,771^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,0359 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
4. Pipa lurus 30 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
&= 4(0,007) \left(\frac{30(1,771)^2}{(0,0873)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,1248 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a_{gc}}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{1,771^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,0479 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{1,1771 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,771 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 0,3072 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = 20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -0,8 \times -20,30722 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,3797 \text{ lb}_m/\text{s} \times 16,2457 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0702 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0702 hp

38. Bak Sedimentasi (B-408)

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian di resirkulasikan kembali ke tangki aerasi

Bentuk : Persegi panjang, alas berbentuk kerucut

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : Kondisi ruang

Laju volumetrik = 4,2088 m³/hari

Waktu tinggal = 2 jam = 0,0833 hari

Volume bak (V) = $\frac{4,2088 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}}{0,0833 \text{ hari}}$ = 1.212,6241 m³

Bak terisi 90% maka volume bak = $\frac{1.212,6241 \text{ m}^3}{0,9}$ = 1.347,3601 m³

Perancangan bak direncanakan:

Asumsi perbandingan D : H₁ = 1 : 1

H₁ : H₂ = 2 : 1

V = V₁ + V₂

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi}{4} D^2 H_1 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_1 \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_1 \frac{1}{2} H_1 \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{24} D^3 \end{aligned}$$

$$1.347,36 \text{ m}^3 = \frac{7 \times \pi}{24} D^3$$

$$D = 11,3733 \text{ m}$$

$$H_1 = 11,3733 \text{ m}$$

$$H_2 = 5,6866 \text{ m}$$

$$H_s = 17,0600 \text{ m}$$

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2$$

Dimana:

P = Daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga, P = 0,006 x (11,3733)² = 0,7761 kW = 0,7966 hp

LAMPIRAN F

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam prarancangan pabrik Isopropil Benzena ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 25.000 ton /tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar rupiah. Untuk US\$1= Rp. 15.432,80,-

(<https://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/referensi-jisdor/Default.aspx> 30 November 2023)

F.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga alat tahun sekarang}}{\text{Indeks harga alat tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

F.1.1 Penentuan Indeks Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2027 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

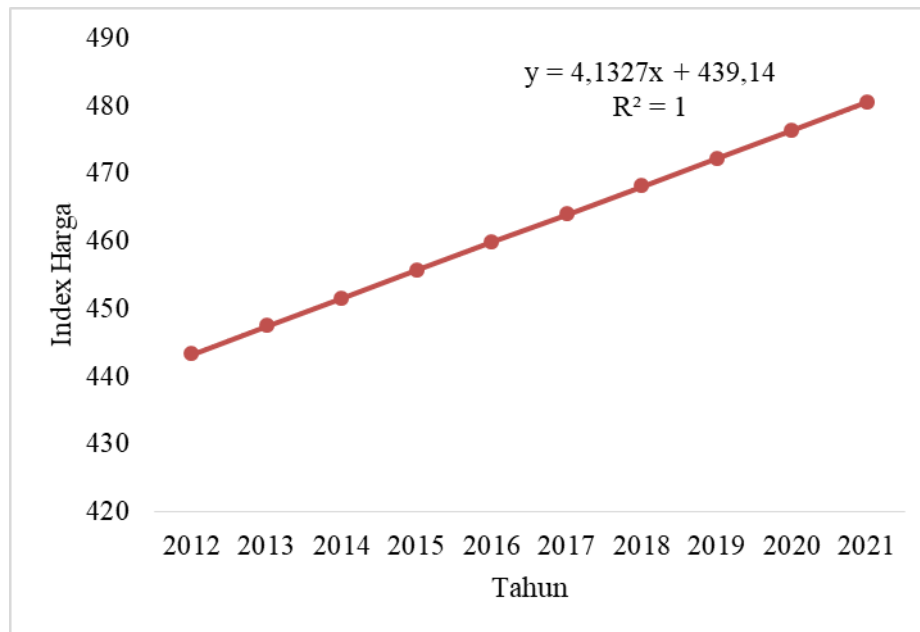
Tabel F.1 *Marshall and Swift Equipment Cost Index* tahun 2012-2022

| No. | Tahun | Indeks |
|-----|-------|--------|
| 1. | 2012 | 443,3 |
| 2. | 2013 | 447,4 |
| 3. | 2014 | 451,5 |
| 4. | 2015 | 455,7 |
| 5. | 2016 | 459,8 |
| 6. | 2017 | 463,9 |
| 7. | 2018 | 468,1 |
| 8. | 2019 | 472,2 |

| | | |
|-----|------|-------|
| 9. | 2020 | 476,3 |
| 10. | 2021 | 480,5 |
| 11. | 2022 | 484,6 |

(Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2022)

Dengan nilai *Chemical Engineering Plant Cost Index* diatas, maka di-plot seperti gambar berikut,



Gambar F.1 Indeks Harga Peralatan

Dengan metode *Least Square* (Peter & Timmerhaus Ed.4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2027. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan:

$$y = a + b X$$

Keterangan:

a = \bar{y} , harga rata-rata y

b = $\frac{(n)(\sum xy) - (\sum x)(\sum y)}{(n)(\sum x^2) - (\sum x)^2}$, slop garis *least square*

X = Varibel tahun ke x-1

Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

| Data | X | Y | X ² | Y ² | XY |
|------|------|--------|----------------|----------------|------------|
| 1 | 2015 | 455.70 | 4.060.225 | 207.662,49 | 918.235,50 |
| 2 | 2016 | 459.80 | 4.064.256 | 211.416,04 | 926.956,80 |

| | | | | | |
|--------------|---------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|
| 3 | 2017 | 463.90 | 4.068.289 | 215.203,21 | 935.686,30 |
| 4 | 2018 | 468.10 | 4.072.324 | 219.117,61 | 944.625,80 |
| 5 | 2019 | 472.20 | 4.076.361 | 222.972,84 | 953.371,80 |
| 6 | 2020 | 476.30 | 4.080.400 | 226.861,69 | 962.126,00 |
| 7 | 2021 | 480.50 | 4.084.441 | 240.880,25 | 971.090,50 |
| 8 | 2022 | 484.60 | 4.088.484 | 234.837,16 | 979.861,20 |
| Total | 16.148 | 3.761,10 | 32.594.780 | 1.768.951,29 | 7.591.953,90 |

$$\sum x = 16.148$$

$$n = 8$$

$$\begin{aligned}\bar{x} &= \sum x/n \\ &= 16.148/8 \\ &= 2018,50\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\sum x)^2 &= 16.148^2 \\ &= 260.757.904\end{aligned}$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}\sum(x - \bar{x})^2 &= (\sum x^2) - (\sum x)^2/n \\ &= 32.961.808,82 - 16.148^2/8 \\ &= 42\end{aligned}$$

$$\sum y = 3.761,10$$

$$\begin{aligned}\bar{y} &= \sum y/n \\ &= 3.761,10/8 \\ &= 470,14\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\sum y)^2 &= 3.761,10^2 \\ &= 1.768.951,29\end{aligned}$$

$$\sum xy = 7.591.953,90$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}\sum(x - \bar{x})(x - \bar{y}) &= \sum xy - \sum y (\sum x/n) \\ &= 7.591.953,90 - 3.761,10 \times (16.148/8)\end{aligned}$$

$$= 173,55$$

Nilai:

$$a = \bar{y} = 470,14$$

$$b = \frac{(8 \times 7.591.953,90) - (16.148 \times 470,14)}{8 \times 16.148 - (16.148)^2}$$

$$= 4,13$$

Jadi persamaannya:

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$= 479,14 + 4,13(x - 2018,50)$$

Untuk $x = 2027$, maka:

$$y = 479,14 + 4,13(x - 2018,50)$$

$$= 505,26$$

Jadi, *cost index* pada tahun 2027 adalah 505,26

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2014 dengan *cost index* sebesar 451,50 serta sumber lainnya dengan indeks yang disesuaikan.

F.1.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Penyimpanan Benzena (T-101)

| | |
|------------------|---|
| Tipe | : Tangki silinder vertikal dengan tutup elipsoidal |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon stell SA-285 Grade A</i> |
| Kapasitas | : $17.737,494 \text{ ft}^3 = 132.685,679 \text{ galon}$ |
| Tekanan | : 1 atm |
| Harga tahun 2014 | : \$ 101.800,00 (www.matche.com) |
| Harga tahun 2027 | : \$ $101.800,00 \times (505,26/484,60)$ |
| | : \$ 106.140,20 |

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada **Tabel F.3** peralatan proses.

Tabel F.3 Harga Peralatan Proses Pabrik Isopropil Benzena

| Nama Alat | Jumlah | Harga per-unit Tahun 2014 (US\$) | Harga per- unit Tahun 2027 (US\$) |
|---|---------------|---|--|
| Tangki penyimpanan benzena (TK-101) | 1 | 101.800,00,- | 106.140,20,- |
| Tangki penyimpanan propilena (TK-102) | 1 | 93.000,00,- | 96.965,02,- |
| Tangki penyimpanan isopropil benzena (TK-301) | 1 | 117.600,00,- | 122.613,83,- |
| Pompa benzena (P-101), pompa <i>recycle</i> benzena (P-302) | 2 | 8.800,00,- | 9.175,18,- |
| Pompa propilena (P-102) | 1 | 8.800,00,- | 9.175,18,- |
| Vaporizer benzena (V-101) | 1 | 49.369,00,- | 51.473,83,- |
| Vaporizer propilena (V-102) | 1 | 49.369,00,- | 51.473,83,- |
| <i>Heat exchanger</i> benzena (HE-101) | 1 | 138.900,00,- | 144.821,94,- |
| <i>Heat exchanger</i> propilena (HE-102) | 1 | 138.900,00,- | 144.821,94,- |
| Kompresor (K-101, K-102, dan K-301) | 3 | 9.400,00,- | 9.800,76,- |
| Reaktor (PFR-201) | 1 | 678.900,00,- | 707.844,61,- |
| Ekspander (EXP-201) | 1 | 9.000,00,- | 10.037,35,- |
| <i>Cooler</i> (C-201, C-302, dan C-303) | 3 | 125.800,00,- | 131.163,43,- |
| Destilasi 1 (MD-301) | 1 | 442.000,00,- | 460.844,48,- |
| Pompa isopropil benzena | 1 | 9.900,00,- | 10.322,08,- |

| | | | |
|---|-----------|--------------|---------------------|
| (P-301) | | | |
| Destilasi 2 (MD-302) | 1 | 442.000,00,- | 460.844,48,- |
| <i>Heat exchanger recycle</i> (HE-301) | 1 | 49.369,00,- | 51.473,83,- |
| Total | 23 | | 2.578.338,34 |

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 2.578.338,34,- x Rp. 15.432,80,- = Rp. 44.283.523.077,60,-

F.1.3 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai

| | |
|------------------|-----------------------------------|
| Tipe | : Pompa sentrifugal |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial Steel</i> |
| Harga tahun 2014 | : \$ 6.000,00,- (www.matche.com) |
| Harga tahun 2027 | : \$ 6.000,00,- × (505,26/484,60) |
| | : \$ 6.225,81,- |

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4 peralatan utilitas.

Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas

| Nama Alat | Jumlah | Harga per unit Tahun 2014 (US\$) | Harga per unit Tahun 2027 (US\$) |
|--------------------------------------|--------|--|--|
| Pompa air sungai (P-401) | 1 | 6.000,00,- | 6.225,81,- |
| Bak penampung air (B-401) | 1 | 5.577,00,- | 5.814,77,- |
| Pompa bak penampung air (P-402) | 1 | 4.100,00,- | 4.274,80,- |
| Tangki pelarutan alum (T-401) | 1 | 14.000,00,- | 14.596,88,- |
| Pompa alum (P-403) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Tangki pelarutan soda abu (T-402) | 1 | 11.000,00,- | 11.468,98,- |
| Pompa soda abu (P-404) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |

| | | | |
|--|---|-------------|--------------|
| Clarifier (CL-401) | 1 | 39.000,00,- | 40.141,43,- |
| Pompa clarifier (P-405) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Sandfilter (SF-401) | 1 | 38.500,00,- | 40.141,43,- |
| Pompa sandfilter (P-406) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Tangki air (T-403) | 1 | 13.000,00,- | 13.554,25,- |
| Pompa tangki air (P-408) | 1 | 4.100,00,- | 4.274,80,- |
| Penukar kation (CE-401) | 1 | 15.000,00,- | 15.554,25,- |
| Tangki pelarutan H ₂ SO ₄ (T-408) | 1 | 39.000,00,- | 40.662,75,- |
| Pompa H ₂ SO ₄ (P-409) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Pompa penukar kation (P-410) | 1 | 31.298,00,- | 32.632,38,- |
| Penukar Anion (AE-401) | 1 | 11.500,00,- | 11.990,30,- |
| Tangki pelarutan NaOH (T-409) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Boiler (B-401) | 1 | 96.000,00,- | 100.092,92,- |
| Water Cooling Tower (WCT-401) | 1 | 35.000,00,- | 36.492,21,- |
| Pompa WCT (P-414) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |
| Tangki penampung air domestik (T-404) | 1 | 25.000,00,- | 26.065,86,- |
| Tangki pelarut kaporit (T-407) | 1 | 34.700,00,- | 36.179,42,- |
| Pompa tangki air domestik (P-407) | 1 | 6.000,00,- | 6.255,81,- |
| Bak penampungan (B-402) | 1 | 5.577,00,- | 5.814,77,- |
| Bak penetralan (B-403) | 1 | 5.577,00,- | 5.814,77,- |
| Bak pengendapan (B-404) | 1 | 5.577,00,- | 5.814,77,- |
| Tangki sedimentasi (T-408) | 1 | 11.000,00,- | 11.468,98,- |
| Daerator (DE-401) | 1 | 12.558,00,- | 13.093,40,- |
| Pompa tangki sedimentasi (P-418) | 1 | 4.200,00,- | 4.379,07,- |
| Pompa NaOH (P-411) | 1 | 9.100,00,- | 9.487,97,- |

| | | | |
|------------------------------------|-----------|---------------------|---------------------|
| Tangki air lunak (T-410) | 1 | 6.800,00,- | 7.089,92,- |
| Pompa tangki air lunak (T-410) | 1 | 4.300,00,- | 4.483,33,- |
| Pompa daerator (P-413) | 1 | 5.200,00,- | 5.421,70,- |
| Pompa limbah cair domestik (P-415) | 1 | 6.000,00,- | 6.255,81,- |
| Pompa bak netralisasi (P-416) | 1 | 6.100,00,- | 6.360,07,- |
| Pompa bak pengendapan (P-417) | 1 | 6.000,00,- | 6.255,81,- |
| Total | 38 | 580.464,00,- | 605.211,84,- |

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 605.211,84,-

= US\$ 605.211,84,- × Rp 15.432,-

= Rp. 9.340.113.207,70,-

Biaya peralatan (PEC) = Total harga peralatan proses + Total peralatan utilitas

= Rp 44.283.523.077,60 + Rp 9.340.113.207,70,-

= Rp.53.623.636.285,31,-

F.2 Harga Tanah

Harga tanah di Cilegon tahun 2023 yaitu 550.000,00,- per m². Tanah yang digunakan dikelompokkan dalam berbagai harga dalam perincian Tabel F.5 sebagai berikut:

Tabel F.5 Perincian Harga Tanah

| No | Nama Tanah | Luas (m ²) | Jumlah (Rp) |
|----|-------------------|------------------------|-----------------|
| 1 | Pos keamanan | 200 | 110.000.000,- |
| 2 | Parkir | 450 | 247.500.000,- |
| 3 | Taman | 1.300 | 715.000.000,- |
| 4 | Areal proses | 15.000 | 8.250.000.000,- |
| 5 | Areal produk | 600 | 330.000.000,- |
| 6 | Ruang kontrol | 400 | 220.000.000,- |
| 7 | Perkantoran | 1.000 | 550.000.000,- |
| 8 | Unit pengembangan | 200 | 110.000.000,- |
| 9 | Bengkel | 550 | 302.500.000,- |

| | | | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| 10 | Unit pengolahan air | 600 | 330.000.000,- |
| 11 | Unit pembangkit listrik | 550 | 302.500.000,- |
| 12 | Laboratorium | 400 | 220.000.000,- |
| 13 | Poliklinik | 450 | 247.500.000,- |
| 14 | Unit pemadam kebakaran | 600 | 330.000.000,- |
| 15 | Gudang peralatan | 400 | 220.000.000,- |
| 16 | Kantin | 120 | 66.000.000,- |
| 17 | Tempat ibadah | 730 | 401.500.000,- |
| 18 | Unit pengolahan limbah | 600 | 330.000.000,- |
| 19 | Areal perluasan | 900 | 495.000.000,- |
| 20 | Jalan | 2.000 | 1.100.000.000,- |
| 21 | Perumahan karyawan | 2.000 | 1.100.000.000,- |
| 22 | Areal antar bangunan | 800 | 440.000.000,- |
| 23 | Perpustakaan | 200 | 110.000.000,- |
| Total | | 30.050 | 16.527.500.000,- |

F.3 Harga Bahan Baku

1. Benzena (C₆H₆)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 2.184,67 \text{ kg/jam} \\ &= 52.432,15 \text{ kg/hari} \\ &= 17.302.609,37 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 43.000/\text{kg} \quad (\text{PT. Pertamina Paraxylene RU VI Cilacap})$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 17.302.609,37 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 43.000/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 744.012.202.824 \end{aligned}$$

2. Propilena (C₃H₆)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 1.211,97 \text{ kg/jam} \\ &= 29.087,35 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$= 9.598.826,16 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 11.000/\text{kg} \quad (\text{PT. Chandra Asri Petrochemical})$$

$$\text{Pembelian tiap tahun} = 9.598.826,16 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 11.000/\text{kg}$$

$$= \text{Rp. } 105.587.087.760,00$$

Jadi total harga pembelian bahan baku per tahun adalah

$$= \text{Pembelian tiap tahun benzena} + \text{Pembelian tiap tahun propilena}$$

$$= \text{Rp } 744.012.202.824 + \text{Rp } 105.587.087.760$$

$$= \text{Rp } 849.599.290.584$$

F.4 Harga Katalis

1. Asam Fosfat Padat

$$\text{Kebutuhan} = 1.502,29 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 20.939/\text{kg} \text{ (BPS)}$$

$$\text{Pembelian tiap tahun} = 1.502,29 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 20.939/\text{kg}$$

$$= \text{Rp } 31.456.492,19$$

F.5 Biaya Utilitas

1. Kebutuhan Listrik

$$\text{Nilai Bakar Solar} = 19.860 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Kebutuhan Daya} = 834.638,80 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = 84,06 \text{ lb/jam}$$

$$= 42,32 \text{ L/jam}$$

$$= 370.763,25 \text{ L/tahun}$$

$$\text{Harga Solar} = \text{Rp } 23.650/\text{L} \text{ (www.shasolo.com)}$$

$$\text{Pembelian tiap tahun} = 370.763,25 \text{ L/tahun} \times \text{Rp } 23.650/\text{L}$$

$$= \text{Rp } 8.768.550.880,36,-$$

2. Kebutuhan Bahan Bakar

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar Boiler} = 218,85 \text{ kg/jam}$$

$$= 245,90 \text{ liter/jam}$$

$$= 2.154.075,14 \text{ liter/tahun}$$

- Harga solar untuk *boiler* = Rp 23.650/kg (www.shasolo.com)
 Pembelian tiap tahun = 2.154.075,14 liter/tahun × Rp 23.650/kg
 = Rp 50.943.877.098,20,-
3. Kebutuhan Alum [Al₂(SO₄)₃]
 Kebutuhan = 2,45 kg/jam
 = 58,69 kg/hari
 = 21.421,70 kg/tahun
 Harga bahan baku = Rp 10.343,90,-/kg (BPS)
 Pembelian tiap tahun = 21.421,70 kg/tahun × Rp 10.343,90/kg
 = Rp. 221.584.047,55,-
4. Kebutuhan Soda Abu (Na₂CO₃)
 Kebutuhan = 1,32 kg/jam
 = 31,69 kg/hari
 = 11.567,58 kg/tahun
 Harga bahan baku = Rp 5.293,32/kg (BPS)
 Pembelian tiap tahun = 11.567,58 kg/tahun × Rp 5.293,32/kg
 = Rp 61.231.011,31,-
5. Kebutuhan Kaporit [Ca(ClO)₂]
 Kebutuhan = 0,0138 kg/jam
 = 0,33 kg/hari
 = 120,89 kg/tahun
 Harga bahan baku = Rp 7681,37/kg (BPS)
 Pembelian tiap tahun = 120,89 kg/tahun × Rp 7681,37/kg
 = Rp 928.585,31,-
6. Kebutuhan Asam Sulfat H₂SO₄
 Kebutuhan = 21,85 kg/jam
 = 524,32 kg/hari
 = 191.376,22 kg/tahun
 Harga bahan baku = Rp 6.524,25 /kg (BPS)

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 191.376,22 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 6.524,25 /\text{kg} \\ &= \text{Rp } 1.248.587.597,73,- \end{aligned}$$

7. **Kebutuhan Soda Kaustik NaOH**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 13,21 \text{ kg/jam} \\ &= 317,13 \text{ kg/hari} \\ &= 115.752,89 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 8.759,46 /\text{kg (BPS)}$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 115.752,89 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 8.759,46/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 1.013.932.722,87,- \end{aligned}$$

Jadi total harga biaya utilitas per tahun adalah

= Pembelian tiap tahun (Listrik + Bahan bakar + alum + soda abu + Kaporit + Asam sulfat + Soda Kaustik)

$$\begin{aligned} &= (\text{Rp } 8.768.550.880,36,- + \text{Rp } 50.943.877.098,20,- + \text{Rp } 221.584.047,55,- + \text{Rp} \\ &61.231.011,31,- + \text{Rp } 928.585,31,- + \text{Rp } 1.248.587.597,73,- + \text{Rp} \\ &1.013.932.722,87,-) \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 62.258.691.943,33,-$$

F.6 Harga Produk dan Penjualan

1. **Produksi Isopropil Benzena**

$$\begin{aligned} \text{Produksi} &= 25.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 25.000.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

2. **Harga Produk** = Rp 203.500,00,- /kg

3. **Harga Penjualan tiap tahun** = 25.000.000 kg/tahun \times Rp 203.500,00/kg
= Rp 5.087.500.000.000,00,-

F.7 Modal Untuk Pembelian Tanah

1. **Biaya pembelian tanah lokasi pabrik** = Rp 550.000 /m²

2. **Luas seluruh tanah** = 30.050,00 m²

3. **Harga tanah keseluruhan** = Rp 16.527.500.000,00,-

4. Biaya perawatan tanah 4-8% dari harga tanah keseluruhan diambil 4 %
 $= 4\% \times \text{Rp } 16.527.500.000,00,-$
 $= \text{Rp } 661.100.000,00,-$
5. Total biaya tanah $= \text{Rp } 17.188.600.000,00,-$

F.8 Gaji Karyawan

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan seperti terlihat pada **Tabel F.6** sebagai berikut:

Tabel F.6 Gaji Karyawan

| No | Golongan | Gaji/bulan | Jumlah | Total |
|-----|------------------------------|-----------------|--------|-----------------|
| 1. | Dewan Komisaris | Rp 28.000.000,- | 1 | Rp 28.000.000,- |
| 2. | Direktur Utama | Rp 26.000.000,- | 1 | Rp 26.000.000,- |
| 3. | Staf ahli | Rp 10.500.000,- | 2 | Rp 22.000.000,- |
| 4. | Sekretaris | Rp 7.000.000,- | 1 | Rp 7.000.000,- |
| 5. | Direktur Teknik dan Produksi | Rp 20.000.000,- | 1 | Rp 20.000.000,- |
| 6. | Direktur Umum dan Keuangan | Rp 20.000.000,- | 1 | Rp 20.000.000,- |
| 7. | Manajer Produksi | Rp 10.000.000,- | 1 | Rp 10.000.000,- |
| 8. | Manajer Teknik | Rp 10.000.000,- | 1 | Rp 10.000.000,- |
| 9. | Manajer Pemasaran | Rp 10.000.000,- | 1 | Rp 10.000.000,- |
| 10. | Manajer Umum | Rp 10.000.000,- | 1 | Rp 10.000.000,- |
| 11. | Manajer Keuangan | Rp 10.000.000,- | 1 | Rp 10.000.000,- |
| 12. | Kabag Administrasi | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 13. | Kabag Umum | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 14. | Kabag Pemasaran | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 15. | Kabag Keuangan | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 16. | Kabag Teknik | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 17. | Kabag Produksi | Rp 9.000.000,- | 1 | Rp 9.000.000,- |
| 18. | Kepala Seksi Proses | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 19. | Kepala Seksi Litbang | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 20. | Kepala Seksi Lab dan PP | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |

| | | | | |
|-----|------------------------------|----------------|------------|-------------------------|
| 21. | Kepala Seksi Utilitas | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 22. | Kepala Seksi Pemeliharaan | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 23. | Kepala Seksi Pemasaran | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 24. | Kepala Seksi pembelian | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 25. | Kepala Seksi Personalialia | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 26. | Kepala Seksi Humas | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 27. | Kepala Seksi Keamanan | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 28. | Kepala Seksi Administrasi | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 29. | Kepala Seksi Kas | Rp 8.000.000,- | 1 | Rp 8.000.000,- |
| 30. | Karyawan Proses | Rp 6.500.000,- | 69 | Rp 448.500.000,- |
| 31. | Karyawan Produksi | Rp 6.500.000,- | 11 | Rp 71.500.000,- |
| 32. | Karyawan Teknik | Rp 6.500.000,- | 19 | Rp 123.500.000,- |
| 33. | Karyawan Utilitas | Rp 6.500.000,- | 17 | Rp 110.500.000,- |
| 34. | Karyawan Umum dan Keuangan | Rp 6.500.000,- | 14 | Rp 91.000.000,- |
| 35. | Karyawan Laboratorium | Rp 6.500.000,- | 5 | Rp 32.500.000,- |
| 36. | Karyawan Administrasi | Rp 6.500.000,- | 3 | Rp 19.500.000,- |
| 37. | Karyawan Bengkel | Rp 6.500.000,- | 8 | Rp 52.000.000,- |
| 38. | Karyawan Gudang | Rp 6.500.000,- | 4 | Rp 26.000.000,- |
| 39. | Karyawan Pembelian/pemasaran | Rp 6.500.000,- | 4 | Rp 26.500.000,- |
| 40. | Dokter | Rp 8.000.000,- | 2 | Rp 16.000.000,- |
| 41. | Perawat | Rp 6.500.000,- | 5 | Rp 32.500.000,- |
| 42. | Petugas Keamanan | Rp 4.500.000,- | 6 | Rp 27.500.000,- |
| 43. | Petugas Kebersihan | Rp 3.500.000,- | 8 | Rp 28.000.000,- |
| 44. | Supir | Rp 3.500.000,- | 6 | Rp 21.000.000,- |
| 45. | <i>Pesuruh</i> | Rp 3.500.000,- | 4 | Rp 14.000.000,- |
| | Jumlah | | 218 | Rp 1.461.500.000 |

Total gaji karyawan selama 1 bulan Rp 1.461.500.000

Jadi total gaji karyawan selama 1 tahun Rp 17.538.000.000

F.9 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya konstruksi dan faktor lainnya berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya pemasangan alat} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\ &= \text{Rp } 21.449.454.514,- \end{aligned}$$

2. Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8-50% dari biaya peralatan. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instrumentasi dan kontrol} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\ &= \text{Rp } 16.087.090.886,- \end{aligned}$$

3. Biaya Perpipaian (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaian sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 80% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya perpipaian} &= 80\% \times \text{PEC} \\ &= 80\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\ &= \text{Rp } 42.898.909.028,- \end{aligned}$$

4. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerjaan instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya seris. Besarnya sekitar 10-40% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instalasi listrik} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\ &= \text{Rp } 16.087.090.886,- \end{aligned}$$

| | | | |
|----------------------------|---------|-------------|--------------------------|
| 1. Harga peralatan | PEC | = Rp | 53.623.636.285,- |
| 2. Pemasangan alat | 40% PEC | = Rp | 21.449.454.514,- |
| 3. Instrumen dan kontrol | 30% PEC | = Rp | 16.087.090.886,- |
| 4. Perpipaian | 80% PEC | = Rp | 42.898.909.028,- |
| 5. Instalasi listrik | 30% PEC | = Rp | 16.087.090.886,- |
| Free On Board (FOB) | | = Rp | 150.146.181.599,- |

5. Biaya Pengadaan Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{a. Biaya Angkutan Kapal} &= 20\% \times \text{FOB} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 150.146.181.599,- \\ &= \text{Rp } 30.029.236.320,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka: Cost \& Freight (C\&F)} &= \text{Biaya angkutan kapal} + \text{FOB} \\ &= \text{Rp } 30.029.236.320,- + \text{Rp} \\ &\quad 150.146.181.599,- \\ &= \text{Rp } 180.175.417.919,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Asuransi pengangkutan} &= 1\% \times \text{C\&F} \\ &= 1\% \times \text{Rp } 180.175.417.919,- \\ &= \text{Rp } 1.801.754.179,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka: CIF} &= \text{Biaya asuransi pengangkutan} + \text{C\&F} \\ &= \text{Rp } 1.801.754.179,- + \text{Rp } 180.175.417.919,- \\ &= \text{Rp } 181.977.172.098,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{c. Transportasi ke lokasi} &= 10\% \times \text{CIF} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 181.977.172.098,- \\
 &= \text{Rp } 18.197.717.210,-
 \end{aligned}$$

6. Biaya Bangunan (*Building Including Service*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri dari pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemansangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya peralatan, diambil sebesar 45% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya bangunan} &= 45\% \times \text{PEC} \\
 &= 45\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\
 &= \text{Rp } 24.130.636.328,-
 \end{aligned}$$

7. Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya 5-15% dari biaya peralatan, diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pengembangan lahan} &= 12\% \times \text{PEC} \\
 &= 12\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\
 &= \text{Rp } 6.434.836.328,-
 \end{aligned}$$

8. Tanah (*Land*)

$$\text{Total biaya tanah} = \text{Rp } 17.188.600.000,-$$

9. *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Service Facilities} &= 70\% \times \text{PEC} \\
 &= 70\% \times \text{Rp } 53.623.636.285,- \\
 &= \text{Rp } 37.536.545.400,-
 \end{aligned}$$

F.10 Penentuan *Fix Capital Investment*

A. Total *Direct Cost* (DC)

| | | | | |
|--------------------------------|--|-------------|--------------------------|---|
| 1. | <i>Cost of Insurance & Freight</i> (CIF) | = Rp | 181.977.172.098,- | |
| 2. | Transportasi ke lokasi | = Rp | 18.197.717.210,- | |
| 3. | Biaya bangunan | = Rp | 24.130.636.328,- | |
| 4. | <i>Yard Improvement</i> | = Rp | 6.434.836.328,- | |
| 5. | Tanah | = Rp | 17.188.600.000,- | |
| 6. | <i>Service Facilities</i> | = Rp | 37.536.545.400,- | + |
| <i>Direct Cost</i> (DC) | | = Rp | 285.465.507.390,- | |

B. *Indirect Cost* (IC)

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

a. Biaya Teknik dan Survisi (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksian biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi dan biaya kantor pusat. Besar nya 5-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Teknik dan supervisi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 285.465.507.390,- \\ &= \text{Rp } 85.639.652.217,- \end{aligned}$$

b. Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Konstruksi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 285.465.507.390,- \\ &= \text{Rp } 85.639.652.217,- \end{aligned}$$

c. Biaya Perizinan

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 5-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 8% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Perizinan} = 8\% \times \text{DC}$$

$$= 8\% \times \text{Rp } 285.465.507.390,-$$

$$= \text{Rp } 22.837.240.591,-$$

d. Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 3-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Jasa Kontraktor} = 4\% \times \text{DC}$$

$$= 4\% \times \text{Rp } 285.465.507.390,-$$

$$= \text{Rp } 11.418.620.296,-$$

e. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari total FCI, diambil 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

f. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (FCI), diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Plant Start Up} = 4\% \times \text{FCI}$$

- | | | | | |
|----|----------------------------|-----------|------------------|---|
| 1. | Biaya teknik dan supervisi | = Rp | 85.639.652.217,- | |
| 2. | Biaya konstruksi | = Rp | 85.639.652.217,- | |
| 3. | Biaya perizinan | = Rp | 22.837.240.591,- | |
| 4. | Biaya jasa kontraktor | = Rp | 11.418.620.296,- | |
| 5. | Biaya tak terduga | = 10% FCI | | |
| 6. | <i>Plant start up</i> | = 4% FCI | | + |

$$\text{Indirect Cost (DC)} = \text{Rp } 205.535.165.321,- + 14\% \text{ FCI}$$

Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 285.465.507.390,- + \text{Rp } 205.535.165.321,- + 14\% \text{ FCI} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 419.000.672.711,- + 14\% \text{ FCI} \\
 \text{FCI} - 14\% \text{ FCI} &= \text{Rp } 419.000.672.711,- \\
 86\% \text{ FCI} &= \text{Rp } 419.000.672.711,- \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 419.000.672.711,- / 0,86 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 570.931.014.780,-
 \end{aligned}$$

Sehingga dapat dihitung:

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya tak terduga} &= 10\% \times \text{Rp } 570.931.014.780,- \\
 &= \text{Rp } 57.093.101.478,- \\
 \text{Plant Start Up} &= 4\% \times \text{Rp } 570.931.014.780,- = \text{Rp } 22.837.240.591,- \\
 \text{Indirect Cost (IC)} &= \text{Rp } 205.535.165.321,- + \text{Rp } 79.930.342.069,- \\
 &= \text{Rp } 285.465.507.390,-
 \end{aligned}$$

\

F.11 Working Capital Investment (WCI)

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk, stok bahan baku dan persediaan, stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, uang diterima (*accountreceivable*), uang terbayar (*account payable*), dan pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10-20% dari *total capital investment*. Diambil sebesar 20% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 20\% \text{ Total Capital Investment} \\
 \text{WCI} &= \text{TCI} - \text{FCI} \\
 20\% \text{ TCI} &= \text{TCI} - \text{FCI} \\
 \text{TCI} - 15\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \\
 80\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 570.931.014.780,- \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 570.931.014.780,- / 0,80
 \end{aligned}$$

TCI = Rp 713.663.768,475,-

Sehingga:

WCI = 20%TCI

WCI = 20% (Rp 713.663.768,475,-)

WCI = Rp 142.732.753.695,-

F.12 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*)

| | | | | |
|--|-----------|-------------|--------------------------|-----------------|
| Bahan Baku (1 tahun) | (A) | = Rp | 849.599.290.584,- | |
| Tenaga Kerja | (A-2) | = Rp | 17.538.000.000,- | |
| Pengawasan Langsung | 20% (A-2) | = Rp | 3.507.600.000,- | |
| Utilitas | | = Rp | 62.258.691.943,- | |
| <i>Maintenance & Perbaikan</i> | 7% FCI | = Rp | 39.965.171.035,- | |
| <i>Supply Pabrik</i> | 0,5%FCI | = Rp | 2.854.655.074,- | |
| Laboratorium | 10%(A-2) | = Rp | 1.753.800.000,- | |
| <i>Patent and Royalti</i> | 3% TPC | = 3%TPC | | + |
| Total biaya produksi langsung (DPC) | | = Rp | 977.477.208.636,- | + 3% TPC |

b. Biaya Tetap (*Fixed Charges*)

| | | | | |
|---|---------|-------------|-------------------------|---|
| Depresiasi (peralatan, gedung) | 4% PEC | = Rp | 2.144.945.451,- | |
| Pajak | 2% FCI | = Rp | 11.418.620.296,- | |
| Asuransi | 1% FCI | = Rp | 5.709.310.148,- | |
| Bunga | 13% FCI | = Rp | 74.221.031.921,- | + |
| Total biaya tetap (<i>Fixed Charges</i>) | | = Rp | 93.493.907.816,- | |

c. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost*)

Plant Overhead (POC) 5% TPC = 73.354.186.058,-

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC):

MC = FC + DPC + POC

MC = Rp 93.493.907.816,- + Rp 977.477.208.636,- + 3%TPC + 5%TPC

MC = Rp 1.070.971.116.452,- + 8% TPC

Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Biaya Administrasi = 4% TPC

Biaya Distribusi dan Penjualan = 10% TPC

Biaya R&D = 5% TPC +

Biaya Pengeluaran Umum (GE) = 19% TPC

Total Biaya Produksi (TPC) = MC + GE

TPC = Rp 1.070.971.116.452,- + 8% TPC + 19% TPC

TPC – 27% TPC = Rp 1.070.971.116.452,-

73% TPC = Rp 1.070.971.116.452,-

TPC = Rp 1.070.971.116.452,- / 0,73

TPC = Rp 1.467.083.721.167,-

Sehingga diperoleh:

Patent and royalty 3% TPC = Rp 44.012.511.635,-

POC 5% TPC = Rp 73.354.186.058,-

Biaya administrasi 4% TPC = Rp 58.683.438.847,-

Biaya distribusi dan penjualan 10% TPC = Rp 146.708.372.117,-

Biaya R&D 5% TPC = Rp. 73.354.186.058,- +

Total biaya pengeluaran Umum (GE) = Rp 278.745.907.022,-

F.13 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
 - a. Modal Sendiri = 60%
 - b. Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 9,80% (PT Bank Negara Indonesia, 2023)
3. Inflasi = 3,08% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a. Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi 10% tahun ke-1 20% tahun ke-2 sampai tahun ke-4 dan 30% tahun ke-5.
 6. Kapasitas produksi:

| | |
|-------------------------|--------|
| Tahun ke-1 | = 80% |
| Tahun ke-2 | = 90% |
| Tahun ke-3 hingga ke-18 | = 100% |
| Tahun ke-19 | = 90% |
| Tahun ke-20 | = 80% |
 7. Pajak pendapatan:

| | |
|--|-------|
| Rp 25.000.000 | = 5% |
| Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000 | = 10% |
| Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000 | = 15% |
| Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000 | = 20% |
| Lebih dari Rp 200.000.000 | = 25% |

Investasi Pabrik:

Investasi mula-mula (TCI) = Rp. 713.663.768.475,-

Modal sendiri (60% TCI) = Rp 428.198.216.085,-

Modal pinjaman (40% TCI) = Rp 285.465.507.390,-

Perhitungan biaya total produksi:

Biaya produksi (TPC) = Rp 1.467.083.721.167,-

Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

| No | Kapasitas | Biaya Operasi (Rp) |
|----|-----------|---------------------|
| 1 | 80% | 1.173.666.976.934,- |

| | | |
|---|------|---------------------|
| 2 | 90% | 1.320.375.349.050,- |
| 3 | 100% | 1.467.083.721.167,- |

Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

| Masa Konstruksi ke | % | Modal Pinjaman Biaya (Rp) | Bunga (9,80%) | Jumlah (Rp) |
|---|----|---------------------------|------------------|--------------------------|
| 2 | 0 | 0 | | |
| 1 | 40 | 285.465.507.390,- | 27.975.619.724,- | 313.441.127.114,- |
| 0 | | | 30.717.230.457,- | 30.717.230.457,- |
| Modal pinjaman akhir masa konstruksi | | | | 344.158.357.571,- |

Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

| Masa Konstruksi ke | % | Modal Sendiri Biaya (Rp) | Inflasi (3,08%) | Jumlah (Rp) |
|--|----|--------------------------|------------------|--------------------------|
| 2 | 60 | 428.198.261.085,- | 13.188.506.441,- | 441.386.767.526,- |
| 1 | 0 | 0 | 13.594.712.440,- | 13.594.712.440,- |
| 0 | 0 | | 418.717.143,- | 418.717.143,- |
| Modal sendiri akhir masa konstruksi | | | | 455.400.197.109,- |

Total biaya pada akhir masa konstruksi

= Modal pinjaman + Modal sendiri

= Rp 344.158.357.571,- + Rp 455.400.197.109,-

= Rp 799.558.554.681,-

Analisa Ekonomi Metode Linear

Investasi mula-mula (TCI) = Rp. 713.663.768.475,-

Modal sendiri (60% TCI) = Rp 428.198.216.085,-

Modal pinjaman (40% TCI) = Rp 285.465.507.390,-

Biaya Produksi (TPC) = Rp 1.467.083.721.167,-

Depresiasi per tahun = Rp 2.144.945.451,-

Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik = Rp 42.898.909.028,-

Harga Jual Produk = Rp 5.087.500.000.000,-

A. Perhitungan Laba

1. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Harga jual produk} - \text{Biaya produksi} \\ &= \text{Rp } 5.087.500.000.000,- - \text{Rp } 1.467.083.721.167,- \\ &= \text{Rp } 3.620.416.278.833,- \end{aligned}$$

2. Pajak Perusahaan

$$\begin{aligned} \text{Pajak perusahaan} &= 25\% \times \text{Rp } 3.620.416.278.833,- \\ &= \text{Rp } 905.104.069.708,- \end{aligned}$$

3. Laba Sesudah Pajak (Laba Bersih)

$$\begin{aligned} \text{Laba sesudah pajak} &= \text{Laba sebelum pajak} - \text{Pajak perusahaan} \\ &= \text{Rp } 3.620.416.278.833,- - \text{Rp } 905.104.069.708,- \\ &= \text{Rp } 2.715.312.209.125,- \end{aligned}$$

F.14 Profit Margin (PM)

$$\begin{aligned} \text{PM} &= \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total penjualan}} \times 100\% \\ \text{PM} &= \frac{\text{Rp } 3.620.416.278.833,-}{\text{Rp } 5.087.500.000.000,-} \times 100\% \\ \text{PM} &= 71,16\% \end{aligned}$$

F.15 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Pay Out Time (waktu pengembalian modal) adalah angka yang menunjukkan beberapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun.

$$\begin{aligned} \text{POT sesudah pajak} &= \text{TCI} / (\text{Depresiasi} + \text{Laba sesudah pajak}) \\ &= \text{Rp. } 713.663.768.475,- / (\text{Rp } 2.144.945.451,- + \text{Rp } \\ &\quad 2.715.312.209.125,-) / \\ &= 4,06 \text{ tahun} \end{aligned}$$

POT Berdasarkan Cash Flow

Untuk menghitung waktu Pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel F.10 *Cummulative Cash Flow* (Rupiah)

| Tahun Ke- | Net Cash Flow | Cummulative Cash Flow |
|------------------|----------------------|------------------------------|
| 1 | 141.779.568.241,- | 141.779.568.241,- |
| 2 | 159.227.247.223,- | 301.006.815.464,- |
| 3 | 176.674.926.204,- | 477.681.741.668,- |
| 4 | 176.674.926.204,- | 654.356.667.873,- |
| 5 | 176.674.926.204,- | 831.031.594.077,- |
| 6 | 176.674.926.204,- | 1.007.706.520.281,- |
| 7 | 176.674.926.204,- | 1.184.381.446.485,- |
| 8 | 176.674.926.204,- | 1.361.056.372.689,- |
| 9 | 176.674.926.204,- | 1.537.731.298.893,- |
| 10 | 176.674.926.204,- | 1.714.406.225.098,- |

Dengan TCI sebesar Rp 713.663.768.475,- dengan cara interpolasi antara tahun ke 4 dan 5, diperoleh waktu pengembalian modal adalah 4,06 tahun.

F.16 Return On Investment (ROI)

Return On Investment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal investasi}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp 2.715.312.209.125,-}}{\text{Rp 713.663.768.475,-}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = 33,96\%$$

F.17 Return On Network (RON)

$$\text{RON} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal sendiri}} \times 100\%$$

$$\text{RON} = \frac{\text{Rp } 2.715.312.209.125,-}{\text{Rp } 455.400.197.109,-} \times 100\%$$

$$\text{RON} = 59,62 \%$$

F.18 Analisa Ekonomi Metode *Cash Flow*

| | | |
|---------------------------------|------|---------------------|
| Total Investasi | = Rp | 799.558.554.681,- |
| Total Modal Sendiri | = Rp | 455.400.197.109,- |
| Total Modal Pinjaman | = Rp | 344.158.357.571,- |
| Biaya Produksi (TPC) | = Rp | 1.467.083.721.167,- |
| Depresiasi per tahun | = Rp | 2.144.945.451,- |
| Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik | = Rp | 42.898.909.028,- |
| Harga Jual Produk | = Rp | 5.087.500.000.000,- |
| Umur Pabrik | = | 20 tahun |
| Pengembalian Pinjaman | = | 4,06 tahun |
| Bunga Pinjaman | = | 9,80 % |
| Inflasi | = | 3,08% |
| Pajak | = | 25% |
| Kapasitas Produksi | | |
| Tahun ke-1 | = | 80% |
| Tahun ke-2 | = | 90% |
| Tahun ke-3 hingga ke-18 | = | 100% |
| Tahun ke-19 | = | 90% |
| Tahun ke-20 | = | 80% |

F.19 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

Internal rate of return (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.11.

$$\sum \frac{\text{CF}}{(1+i)^n}$$

Keterangan:

CF = Cash Flow pada tahun ke-n

n = tahun

Tabel F.11 Trial Laju Bunga (i)

| Tahun ke (n) | Net Cash Flow (CF) | Present Value | IRR |
|--------------------|-----------------------|---------------------------------------|--|
| | | {Net cashflow/((1+i)^n)} i = 9,80% | {Net cashflow/((1+i)^n)} i = 20,50% |
| 1 | 141.779.568.241,- | 129.125.289.837,- | 117.659.392.732,- |
| 2 | 159.227.247.223,- | 132.072.593.673,- | 109.658.750.519,- |
| 3 | 176.674.926.204,- | 133.465.155.946,- | 100.974.980.472,- |
| 4 | 176.674.926.204,- | 121.552.965.342,- | 83.796.664.292,- |
| 5 | 176.674.926.204,- | 110.703.975.722,- | 69.540.800.234,- |
| 6 | 176.674.926.204,- | 100.823.293.007,- | 57.710.207.670,- |
| 7 | 176.674.926.204,- | 91.824.492.720,- | 47.892.288.523,- |
| 8 | 176.674.926.204,- | 83.628.864.044,- | 39.744.637.778,- |
| 9 | 176.674.926.204,- | 76.164.721.352,- | 32.983.101.891,- |
| 10 | 176.674.926.204,- | 69.366.777.187,- | 27.371.868.789,- |
| 11 | 176.674.926.204,- | 63.175.571.209,- | 22.715.243.808,- |
| 12 | 176.674.926.204,- | 57.536.950.099,- | 18.850.824.737,- |
| 13 | 176.674.926.204,- | 52.401.593.897,- | 15.643.837.956,- |
| 14 | 176.674.926.204,- | 47.724.584.606,- | 12.982.438.138,- |
| 15 | 176.674.926.204,- | 43.465.013.302,- | 10.773.807.583,- |
| 16 | 176.674.926.204,- | 39.585.622.315,- | 8.940.919.156,- |
| 17 | 176.674.926.204,- | 36.052.479.340,- | 7.419.849.922,- |
| 18 | 176.674.926.204,- | 32.834.680.637,- | 6.157.551.803,- |
| 19 | 176.674.926.204,- | 26.950.878.413,- | 4.905.359.057,- |
| 20 | 176.674.926.204,- | 21.855.807.013,- | 3.403.084.330,- |
| Total | | 1.470.311.309.662,- | 798.825.609.400,- |

Modal awal = Rp 798.825.609.400,-, dari perhitungan diperoleh nilai i = 20,50% per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman

modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 9,80%.

F.20 Analisa Titik Impas (*Break Event Poin, BEP*)

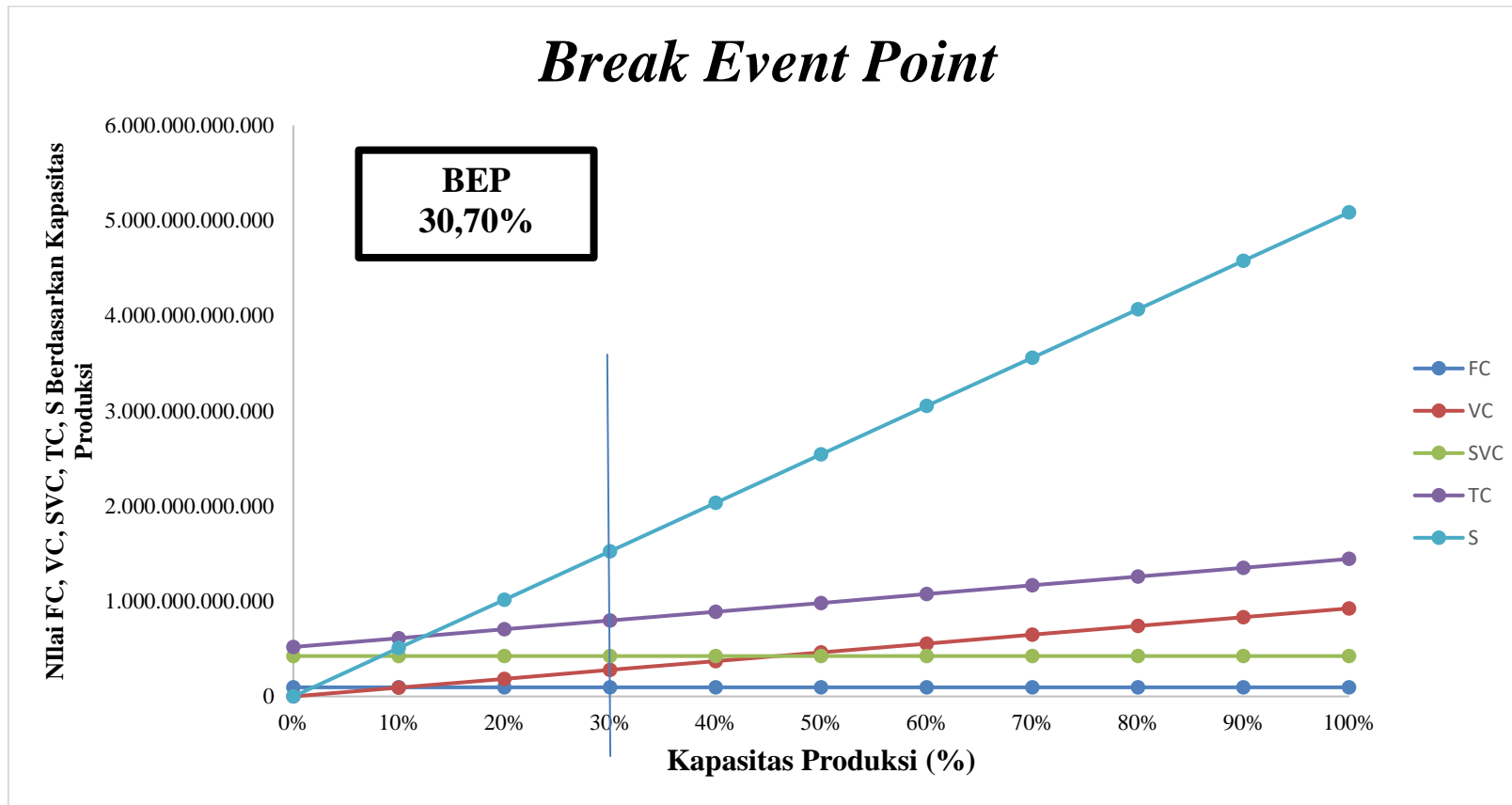
Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produk total sama dengan hasil penjualan.

Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S

| No | Keterangan | Jumlah (Rp) |
|----|----------------------------------|----------------------------|
| 1 | Biaya Tetap (FC) | 93.493.907.816,- |
| 2 | Biaya Variabel (VC) | |
| | Bahan baku | 849.599.290.584,- |
| | Utilitas | 62.258.691.943,- |
| | Total | 911.857.982.527,- |
| 3 | Baiya Semi Variabel (SVC) | |
| | Gaji karyawan | 17.538.000.000,- |
| | Pengawasan | 3.507.600.000,- |
| | Pemeliharaan dan perbaikan | 39.965.171.035,- |
| | <i>Operating supplies</i> | 2.854.655.074,- |
| | Laboratorium | 1.753.800.000,- |
| | <i>Plant Over Head</i> | 73.354.186.058,- |
| | Pengeluaran Umum | 278.745.907.022,- |
| | Total | 417.719.319.189,- |
| 4 | Total Penjualan (S) | 5,087,500,000,000,- |

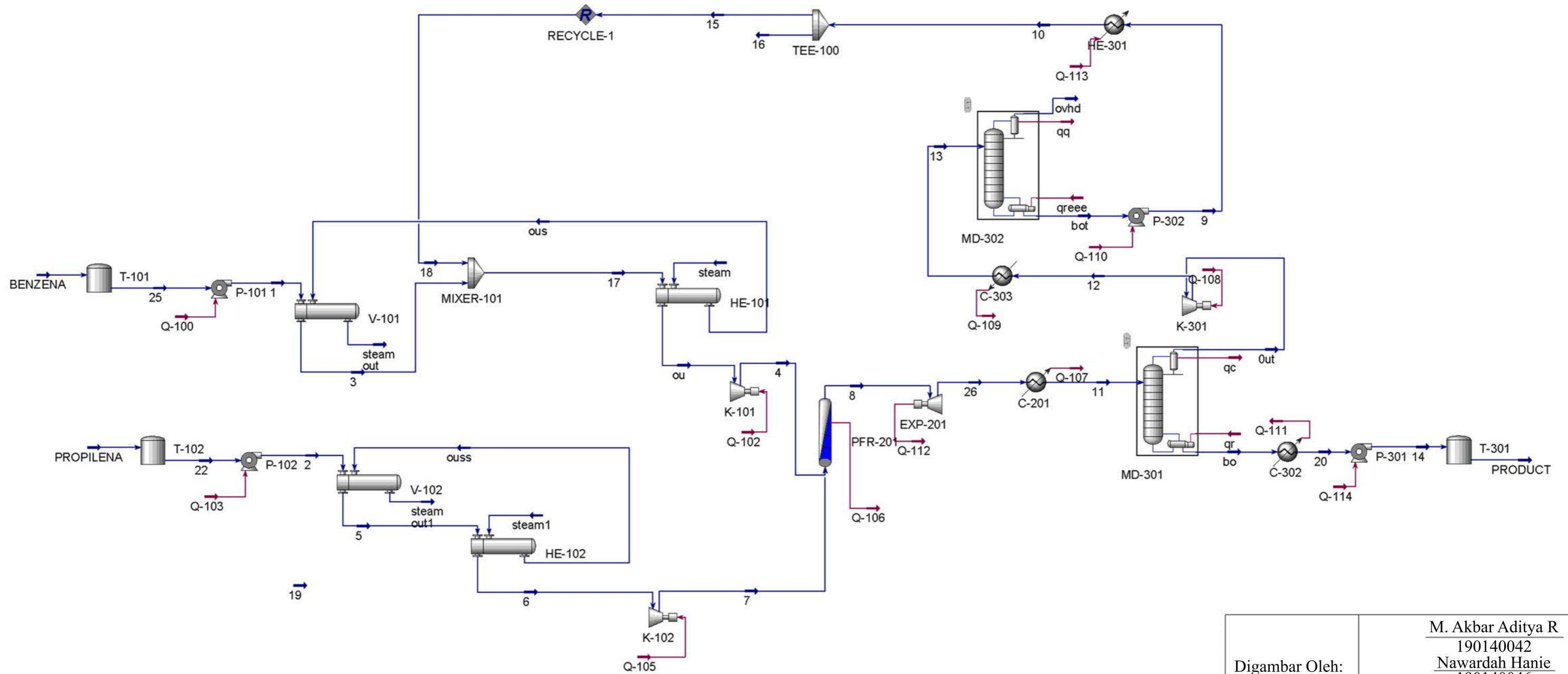
Tabel F.13 FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi


| No | Kapasitas Produksi | FC | VC | SVC (Rp) | TC (Rp) | S (Rp) |
|-----------|-------------------------------|------------------|-------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| 1 | 0% | 93.493.907.816,- | 0 | 417.719.319.189,- | 511.213.227.005,- | 0 |
| 2 | 10% | 93.493.907.816,- | 91.185.798.253,- | 417.719.319.189,- | 602.399.025.258,- | 508.750.000.000,- |
| 3 | 20% | 93.493.907.816,- | 182.371.596.505,- | 417.719.319.189,- | 693.584.823.510,- | 1.017.500.000.000,- |
| 4 | 30% | 93.493.907.816,- | 273.557.394.758,- | 417.719.319.189,- | 784.770.621.763,- | 1.526.256.000.000,- |
| 5 | 40% | 93.493.907.816,- | 364.743.193.011,- | 417.719.319.189,- | 874.956.420.016,- | 2.035.000.000.000,- |
| 6 | 50% | 93.493.907.816,- | 455.928.991.264,- | 417.719.319.189,- | 967.142.218.268,- | 2.543.750.000.000,- |
| 7 | 60% | 93.493.907.816,- | 547.114.789.516,- | 417.719.319.189,- | 1.058.328.016.321,- | 3.052.500.000.000,- |
| 8 | 70% | 93.493.907.816,- | 638.300.587.769,- | 417.719.319.189,- | 1.149.513.814.774,- | 3.561.250.000.000,- |
| 9 | 80% | 93.493.907.816,- | 729.486.386.022,- | 417.719.319.189,- | 1.240.699.613.027,- | 4.070.000.000.000,- |
| 10 | 90% | 93.493.907.816,- | 820.672.184.275,- | 417.719.319.189,- | 1.331.885.411.279,- | 4.578.750.000.000,- |
| 11 | 100% | 93.493.907.816,- | 911.857.982.527,- | 417.719.319.189,- | 1.423.071.209.532,- | 5.087.500.000.000,- |

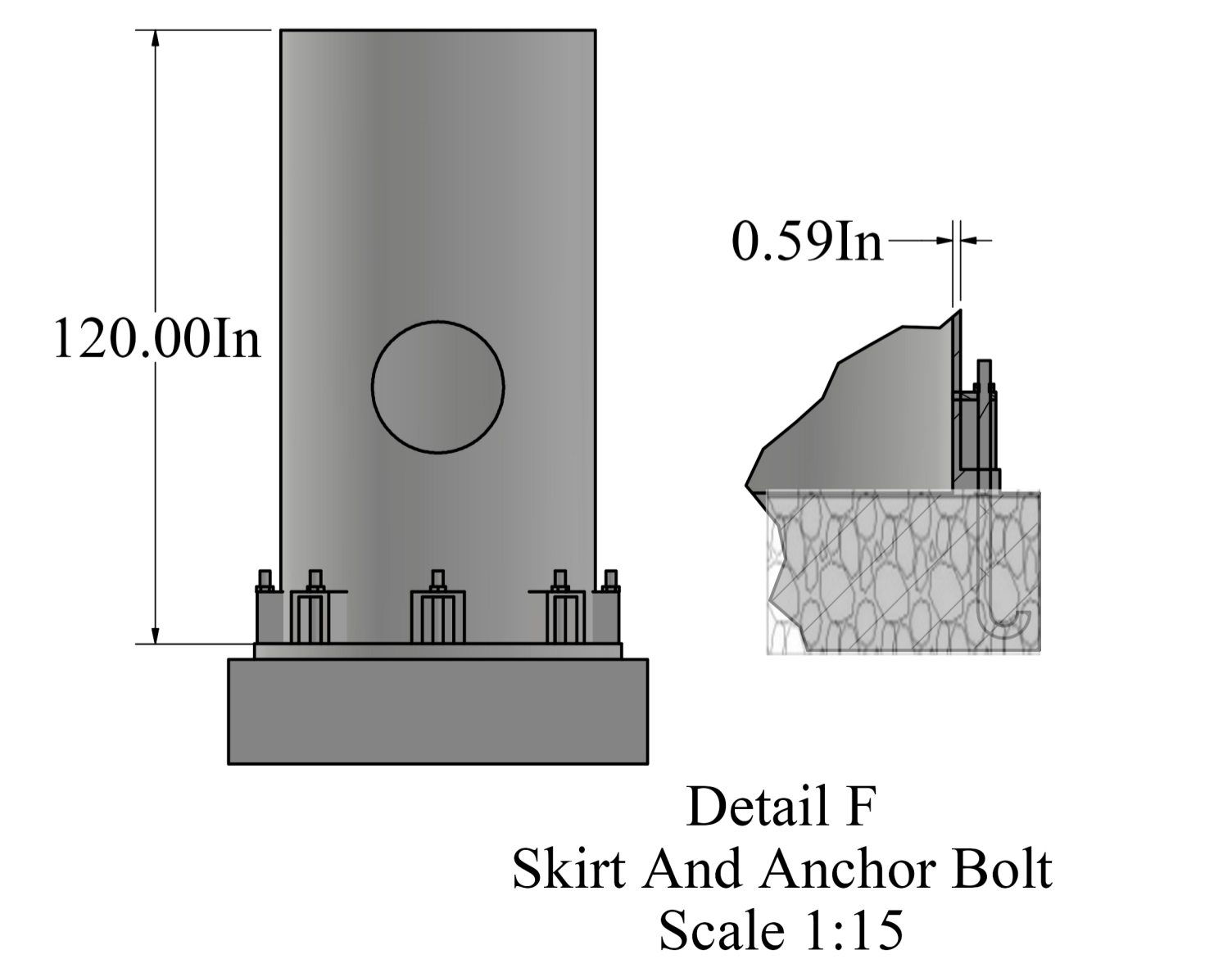
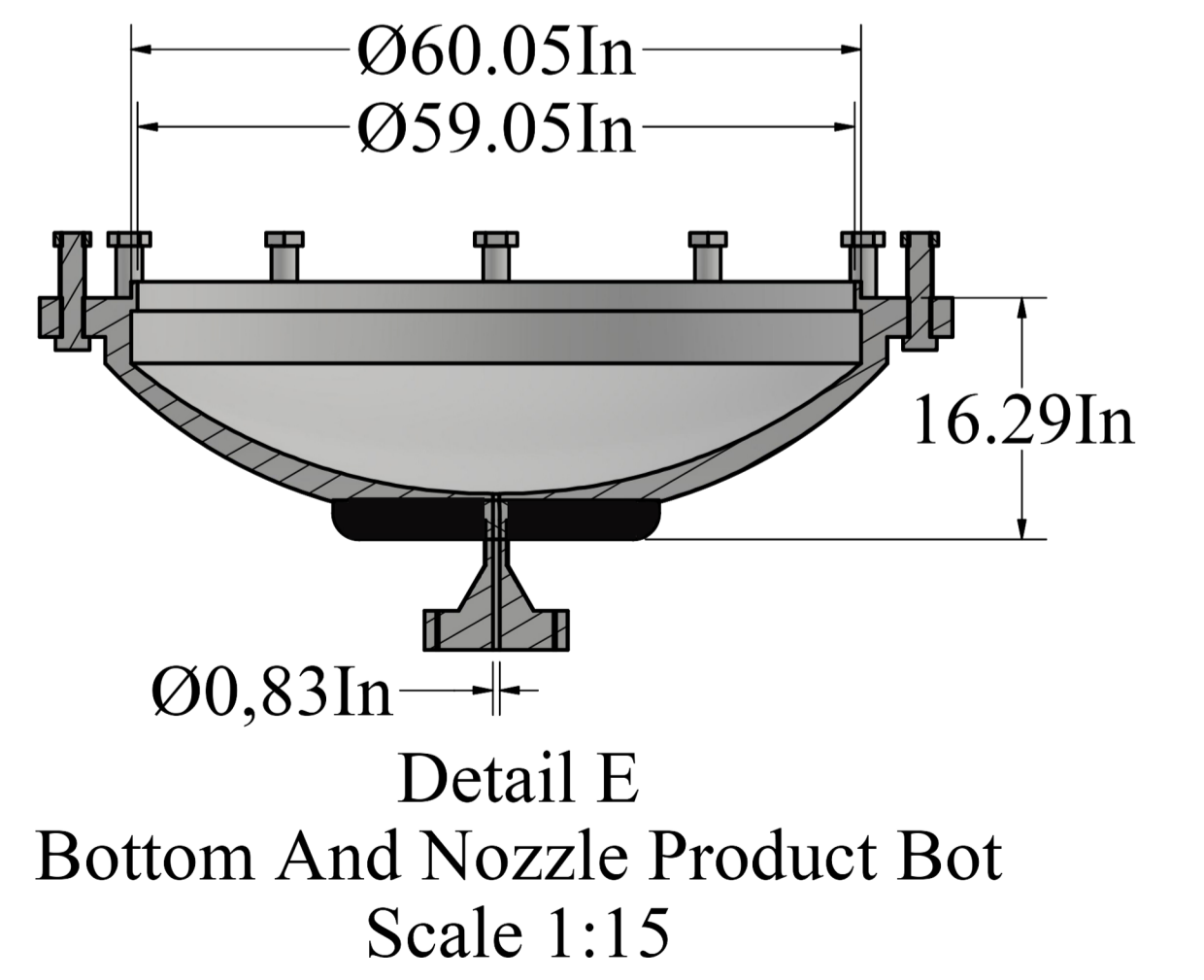
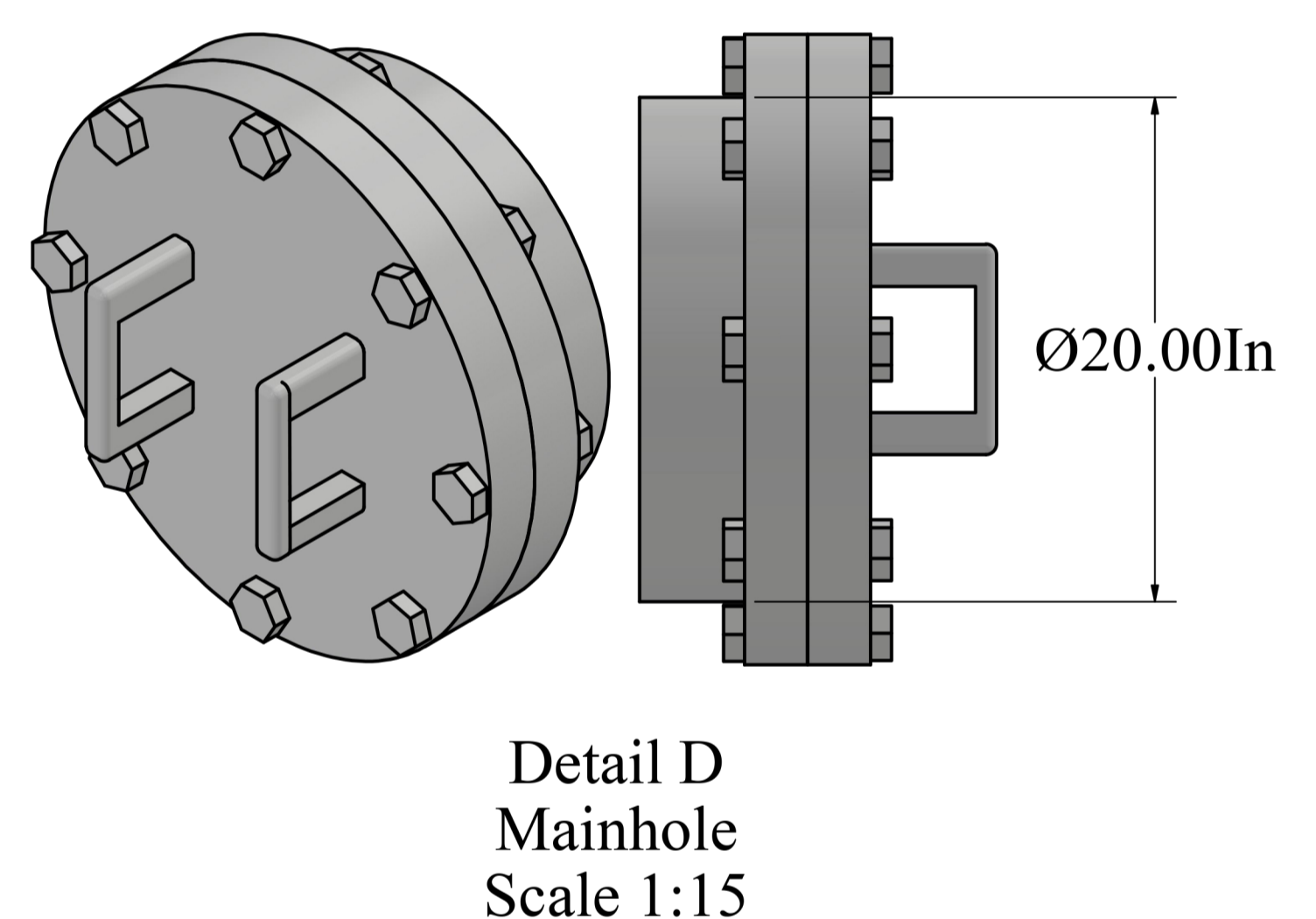
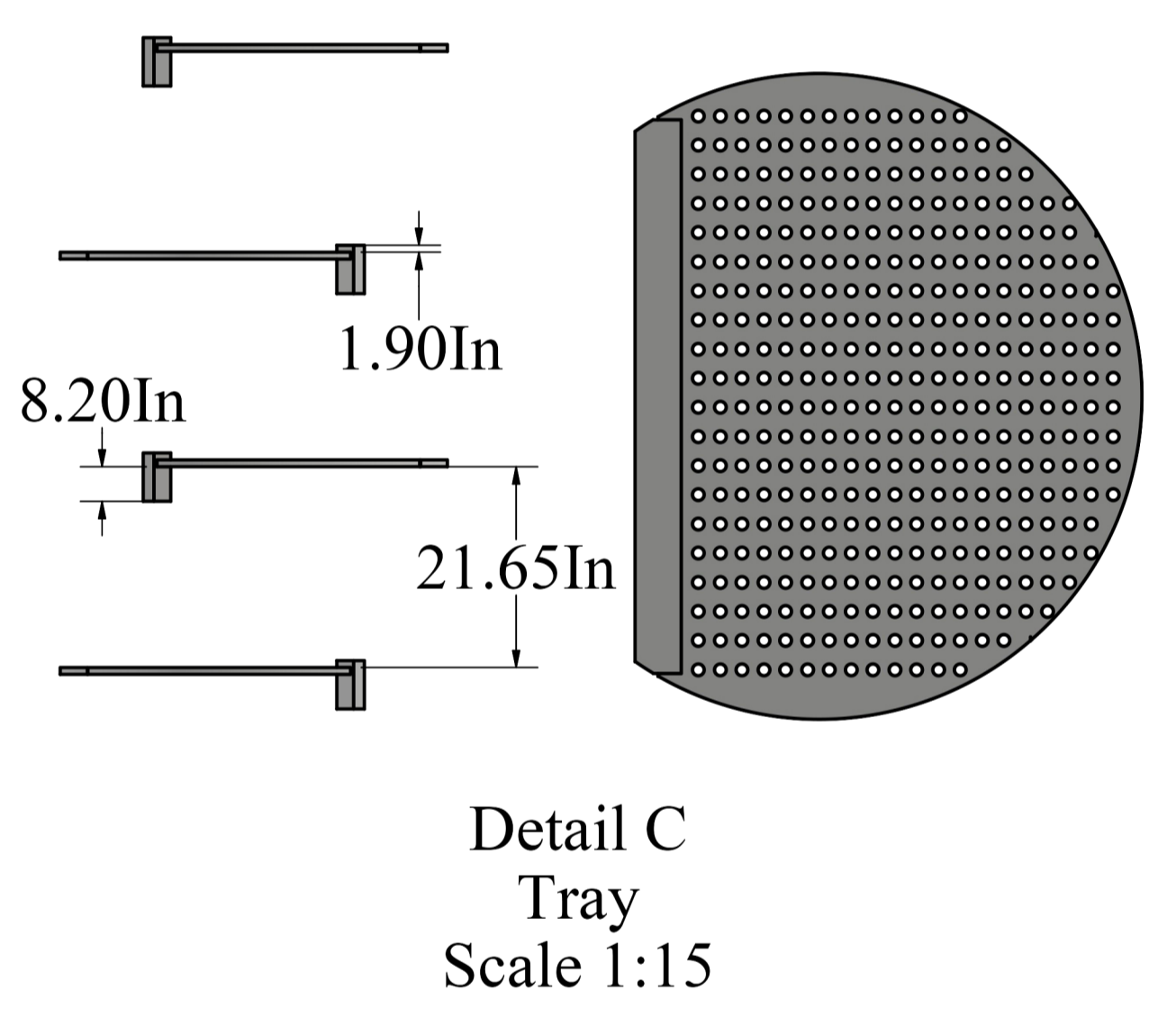
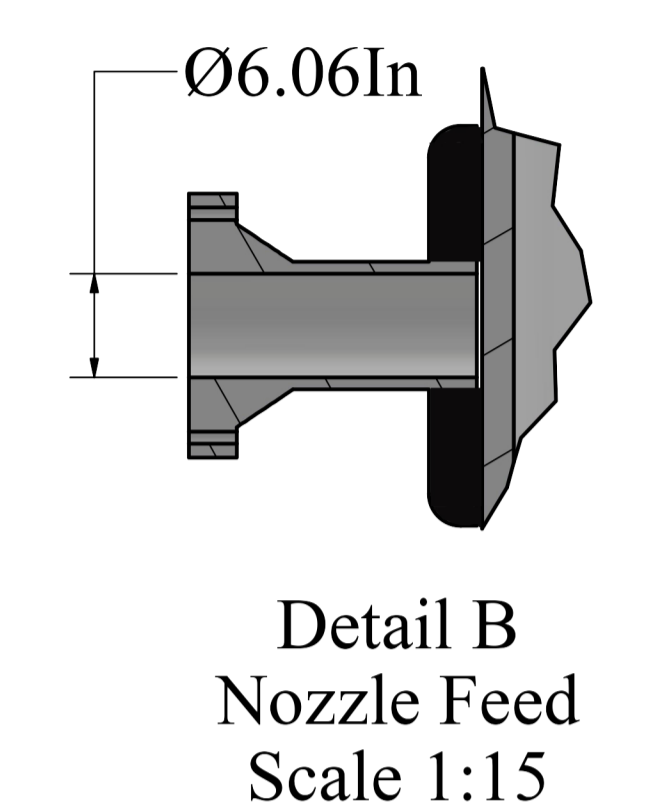
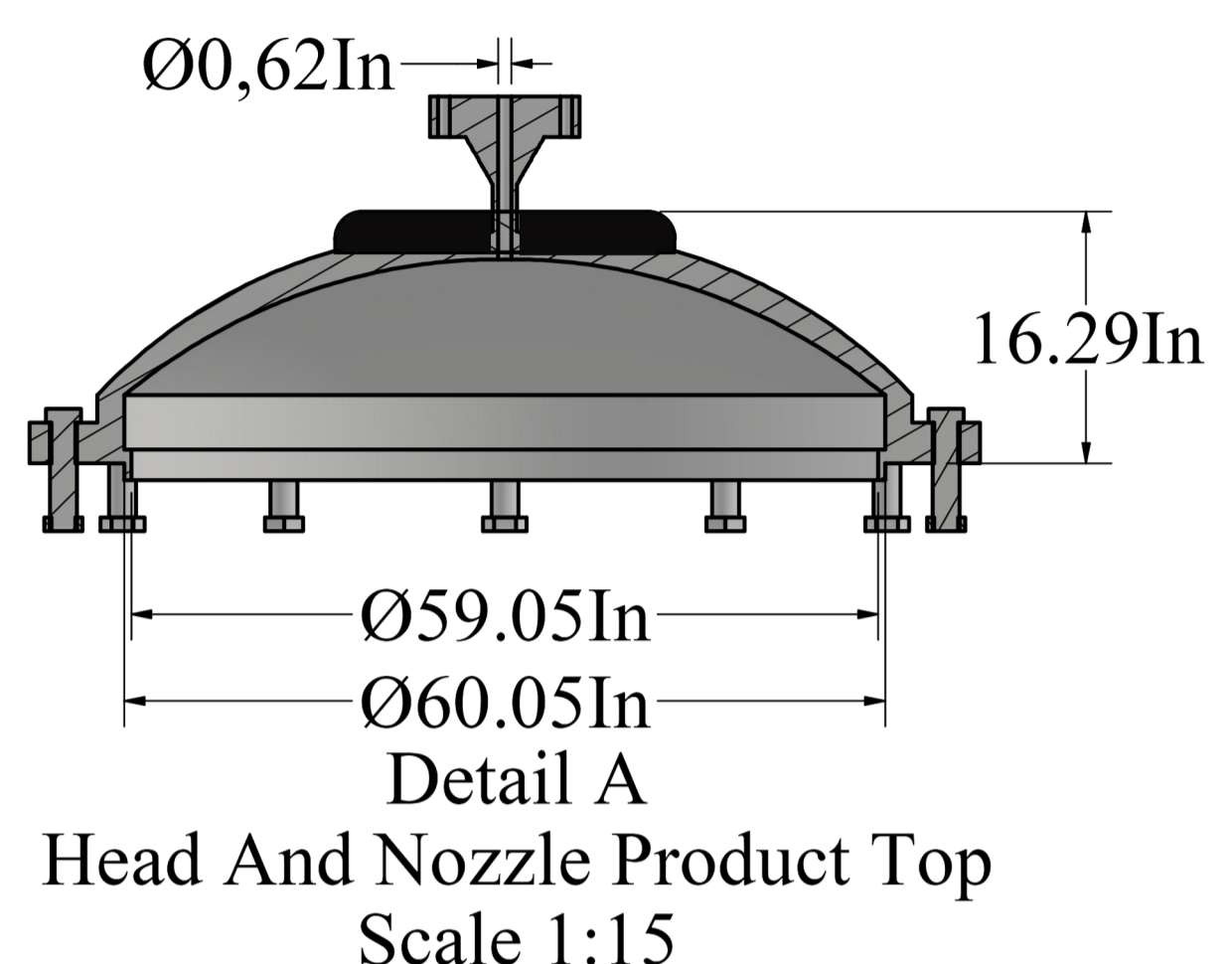
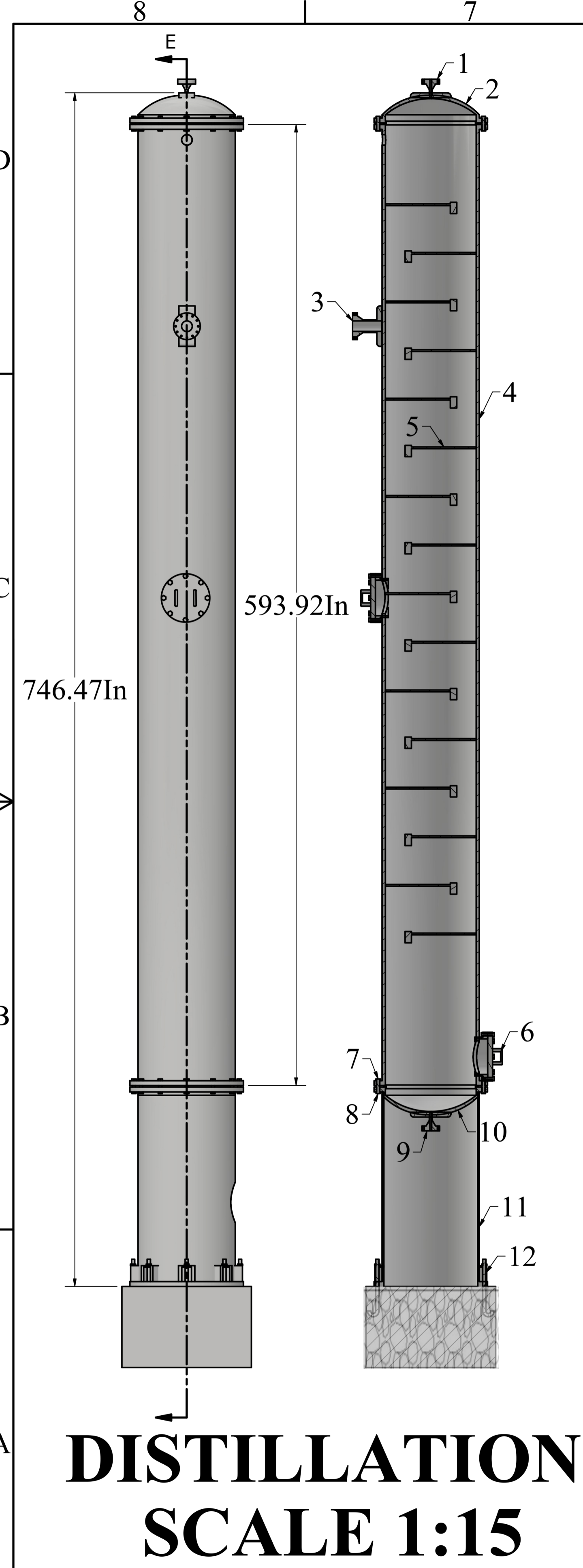


Gambar F.2 Grafik BEP Pra-rancangan Pabrik Isopropil Benzena

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL BENZENA DARI PROPILENA DAN BENZENA DENGAN PROSES ALKILASI MENGGUNAKAN KATALIS ASAM FOSFAT PADAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



| | |
|--|--|
| Digambar Oleh: | <u>M. Akbar Aditya R</u> 190140042 <u>Nawardah Hanie</u> 190140046 <u>Emil Izmilia</u> 190140060 |
| Dosen Pembimbing | <u>Ir. Zainuddin Ginting, MT.</u> 196811302002121001 |
| | <u>Meriatna, ST., MT.</u> 197204162005012001 |
|  universitas MALIKUSSALEH | FLOWSHEET PRODI TEKNIK KIMIA JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS MALIKUSSALEH 2023 |



TABLE

| DETAIL CODE | DESCRIPTION |
|-------------|-------------------------------|
| Detail A | Head And Nozzle Product Top |
| Detail B | Nozzle Feed |
| Detail C | Tray |
| Detail D | Mainhole |
| Detail E | Bottom And Nozzle Product Bot |
| Detail F | Skirt And Anchor Bolt |

PART LIST

| ITEM | QTY | PART NUMBER |
|------|-----|--------------------|
| 1 | 1 | Nozzle Product Top |
| 2 | 1 | Head |
| 3 | 1 | Nozzle Feed |
| 4 | 1 | Shell |
| 5 | 16 | Tray |
| 6 | 2 | Mainhole |
| 7 | 36 | Bolt |
| 8 | 36 | Nut |
| 9 | 1 | Nozzle Product Bot |
| 10 | 1 | Bottom |
| 11 | 2 | Skirt |
| 12 | 8 | Anchor Bolt |

Digambar Oleh: Emil Izmilia
NIM.190140060

Dosen Pembimbing: Ir. Zainuddin Ginting, MT.
196811302002121001

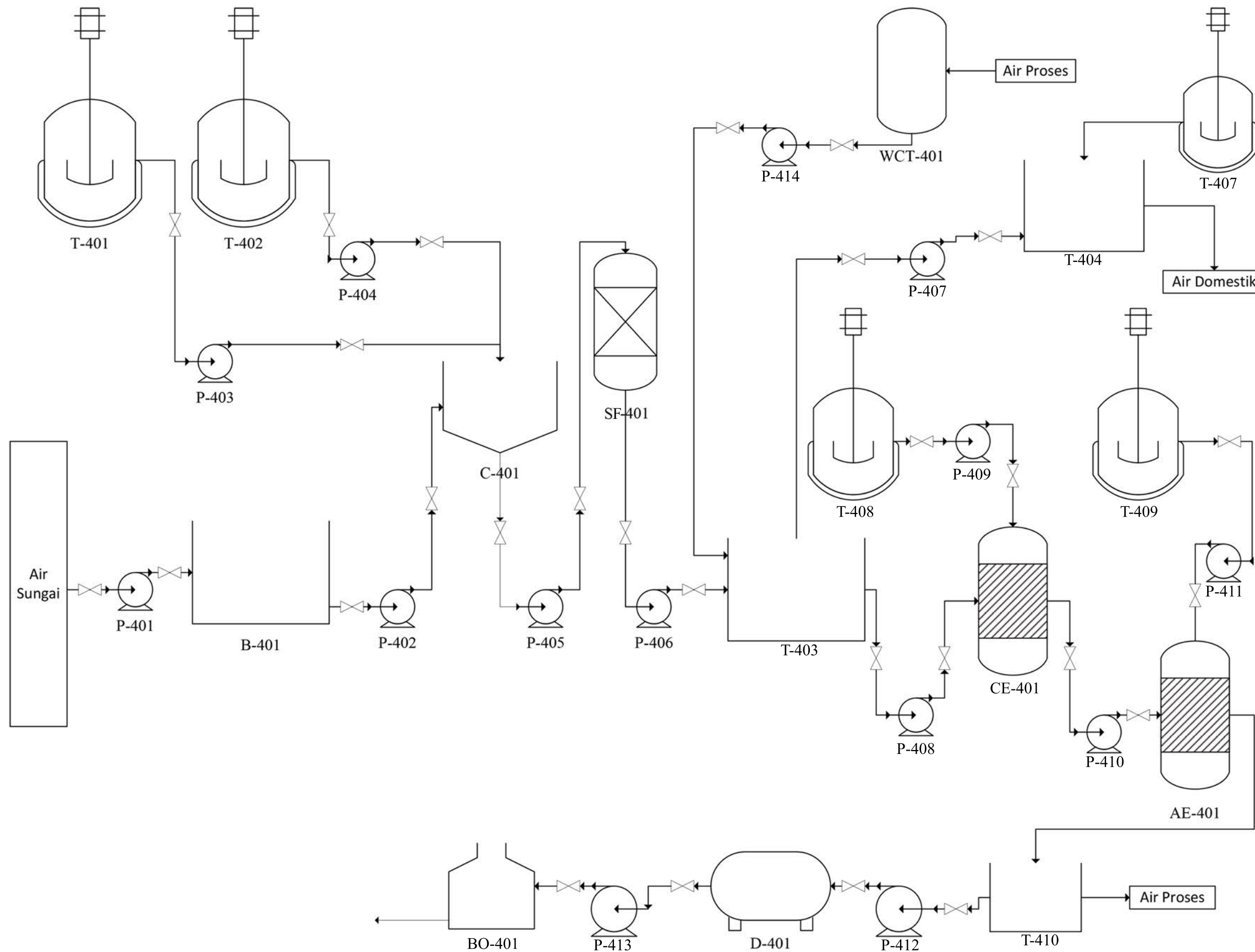
Meriatna, ST., MT.
197204162005012001

DISTILLATION



JURUSAN TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
LHOKSEUMAWA
2023

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL BENZENA DARI PROPILENA DAN BENZENA DENGAN PROSES ALKILASI MENGGUNAKAN KATALIS ASAM FOSFAT PADAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



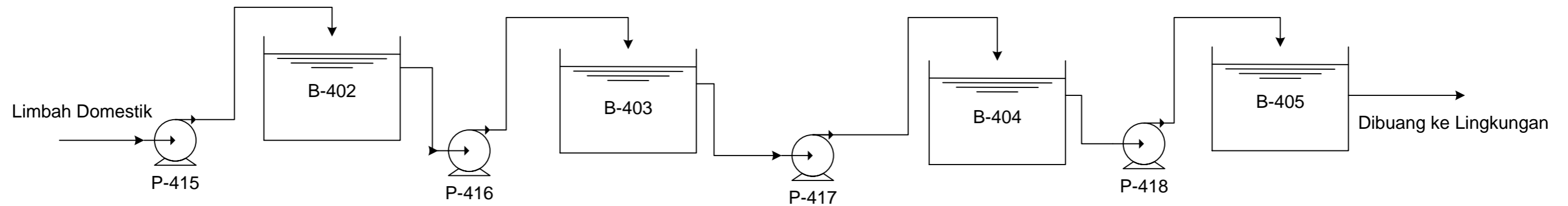
| No. | Nama Alat | Kode |
|-----|---------------------------------|---------|
| 1. | Pompa Air Sungai | P-401 |
| 2. | Bak Penampungan Air | B-401 |
| 3. | Pompa Bak Penampung | P-402 |
| 4. | Tangki Pelarut Alumina Sulfat | T-401 |
| 5. | Pompa Pelarut Alumina Sulfat | P-403 |
| 6. | Tangki Pelarut Soda Abu | T-402 |
| 7. | Pompa Soda Abu | P-404 |
| 8. | Clarifier | CL-401 |
| 9. | Pompa Clarifier | P-405 |
| 10. | Sand filter | SF-401 |
| 11. | Pompa Sand Filter | P-406 |
| 12. | Tangki Air Utama | T-403 |
| 13. | Pompa Air DOMESTIK | P-407 |
| 14. | Tangki Penampungan Air domestik | T-404 |
| 15. | Tangki Pelarut Kaporit | T-407 |
| 16. | Pompa Kation Exchanger | P-408 |
| 17. | Kation Exchanger | CE-401 |
| 18. | Tangki Pelarutan H2So4 | T-408 |
| 19. | Pompa H2So4 | P-409 |
| 20. | Pompa Anion Exchanger | P-410 |
| 21. | Anion Exchanger | AE-401 |
| 22. | Tangki Pelarut NaOH | T-409 |
| 23. | Pompa NaOH | P-411 |
| 24. | Tangki penampungan air lunak | T-410 |
| 25. | Pompa Tangki Air Lunak | P-412 |
| 26. | Deaerator | DE-401 |
| 27. | Pompa deaerator | P-413 |
| 28. | Boiler | BO-401 |
| 29. | WCT | WCT-401 |
| 30. | Pompa WCT | P-414 |

Digambar Oleh:
M. Akbar Aditya R
 190140042
Nawardah Hanie
 190140046
Emil Izmilia
 190140060

Dosen Pembimbing
Ir. Zainuddin Ginting, MT.
 196811302002121001
Meriatna, ST., MT.
 197204162005012001


PRODI TEKNIK KIMIA
 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNIK
 UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
 2023

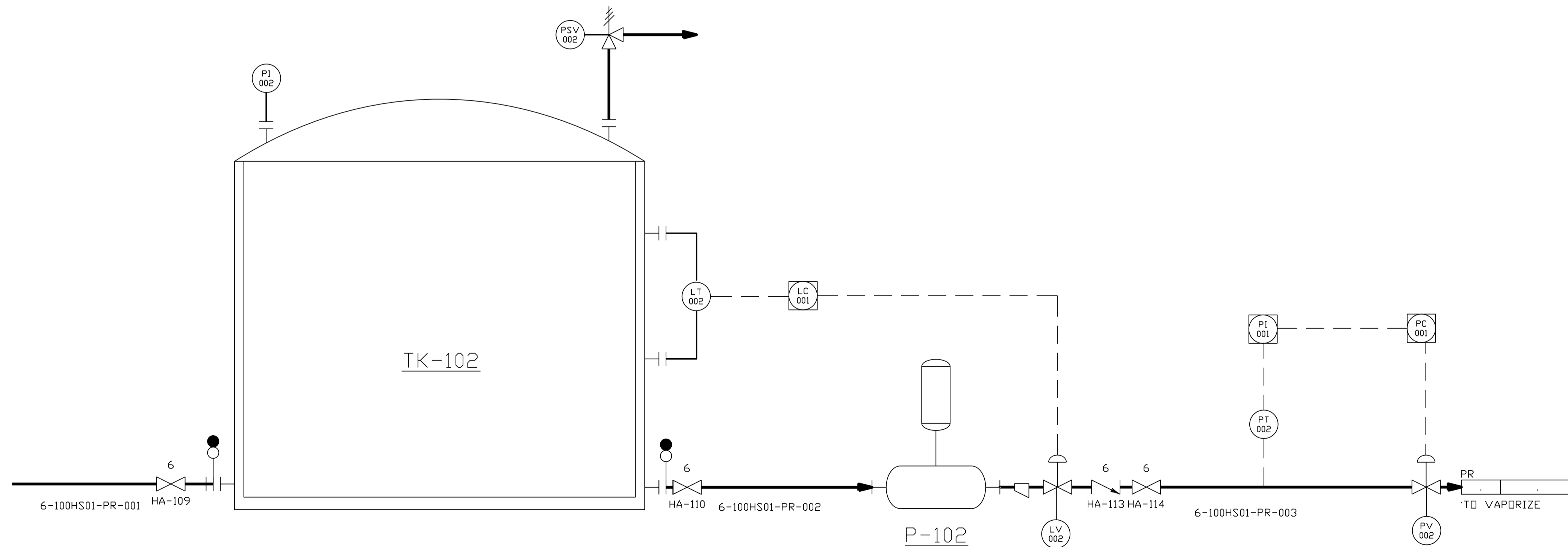
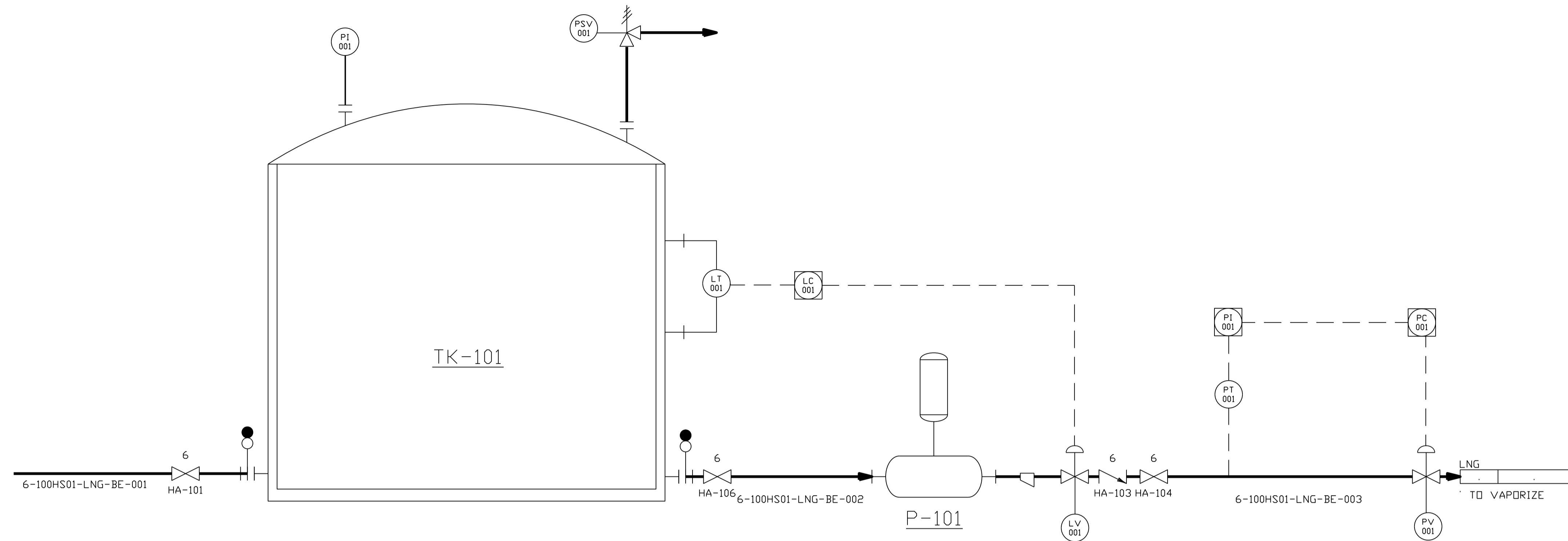
DIAGRAM ALIR UNIT PENGOLAHAN LIMBAH CAIR PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL BENZENA DARI PROPILENA DAN BENZENA DENGAN PROSES ALKILASI MENGGUNAKAN KATALIS ASAM FOSFAT PADAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Kode Alat & Nama Alat

| | |
|-------|-------------------------|
| P-415 | : Pompa Limbah Cair |
| B-402 | : Bak Penampungan |
| P-416 | : Pompa Bak Netralisasi |
| B-403 | : Bak Penetralan |
| P-417 | : Pompa Bak Pengendapan |
| B-404 | : Bak Pengendapan |
| P-418 | : Pompa Sedimentasi |
| B-405 | : Bak Sedimentasi Akhir |
| | |
| | |

| | | | |
|--|--|-----|--|
|  universitas MALIKUSSALEH | JURUSAN TEKNIK KIMIA PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS MALIKUSSALEH LHOKSEUMAWE | | |
| | DIAGRAM ALIR UNIT PENGOLAHAN LIMBAH CAIR PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL BENZENA DARI PROPILENA DAN BENZENA DENGAN PROSES ALKILASI MENGGUNAKAN KATALIS ASAM FOSFAT PADAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN | | |
| | | | |
| | SCALE | 1:1 | SHEET 1 OF 1 |
| Digambar | : 1. Mhd.Akbar Aditya R 2. Nawardah Hanie 3. Emil Izmilia | | NIM. 190140042 NIM. 190140046 NIM. 190140060 |
| Disetujui | : 1. Ir. Zainuddin Ginting, MT. NIP. 196811302002121001 2. Meriatna, ST., MT. NIP. 197204162005012001 | | |



General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

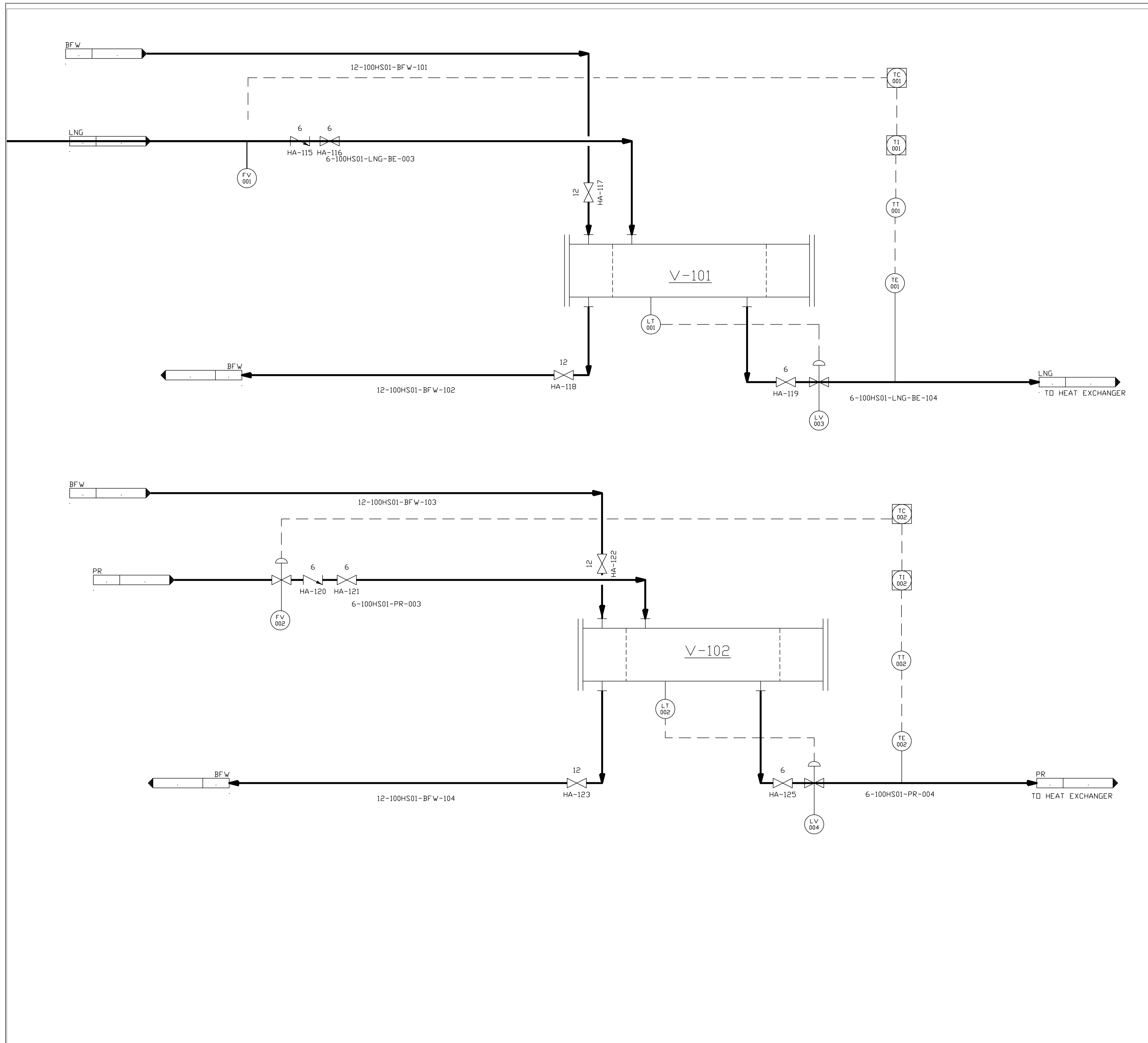
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 BENZENA & PROPILENA
 STRORAGE TANK

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

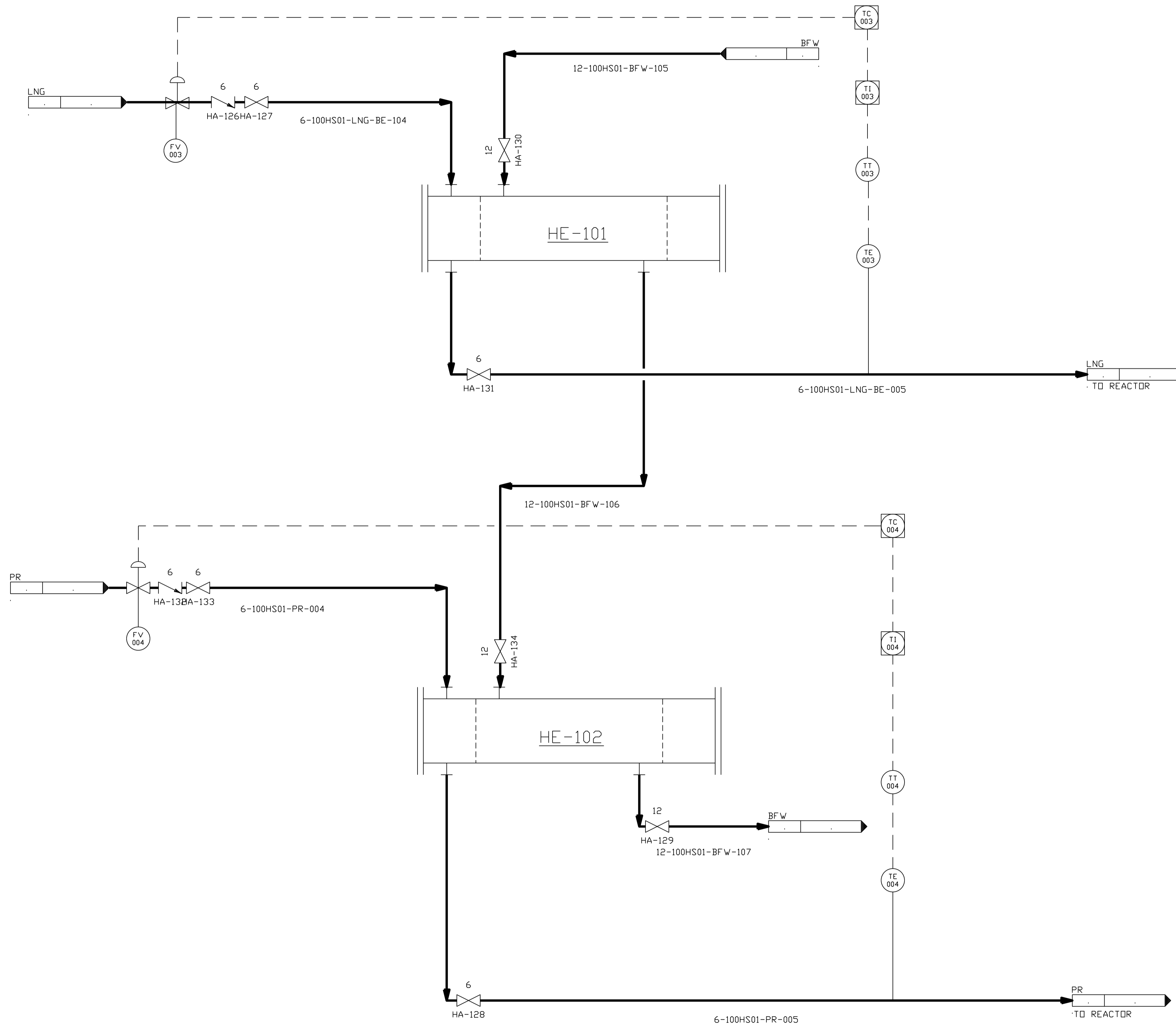
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 BENZENA & PROPILENA
 VAPORIZER SYSTEM

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

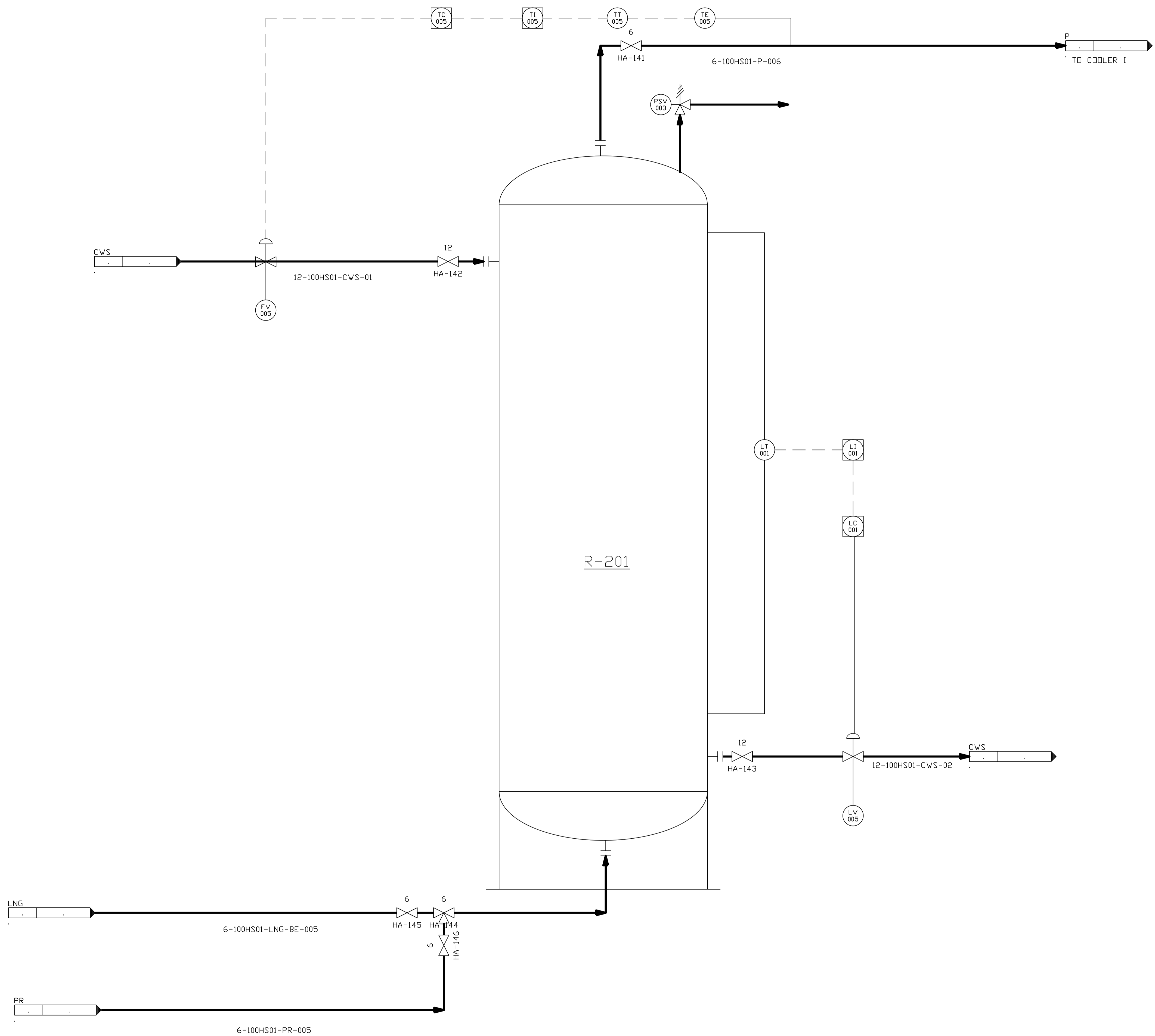
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 BENZENA & PROPILENA HEAT
 EXCHANGER SYSTEM

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

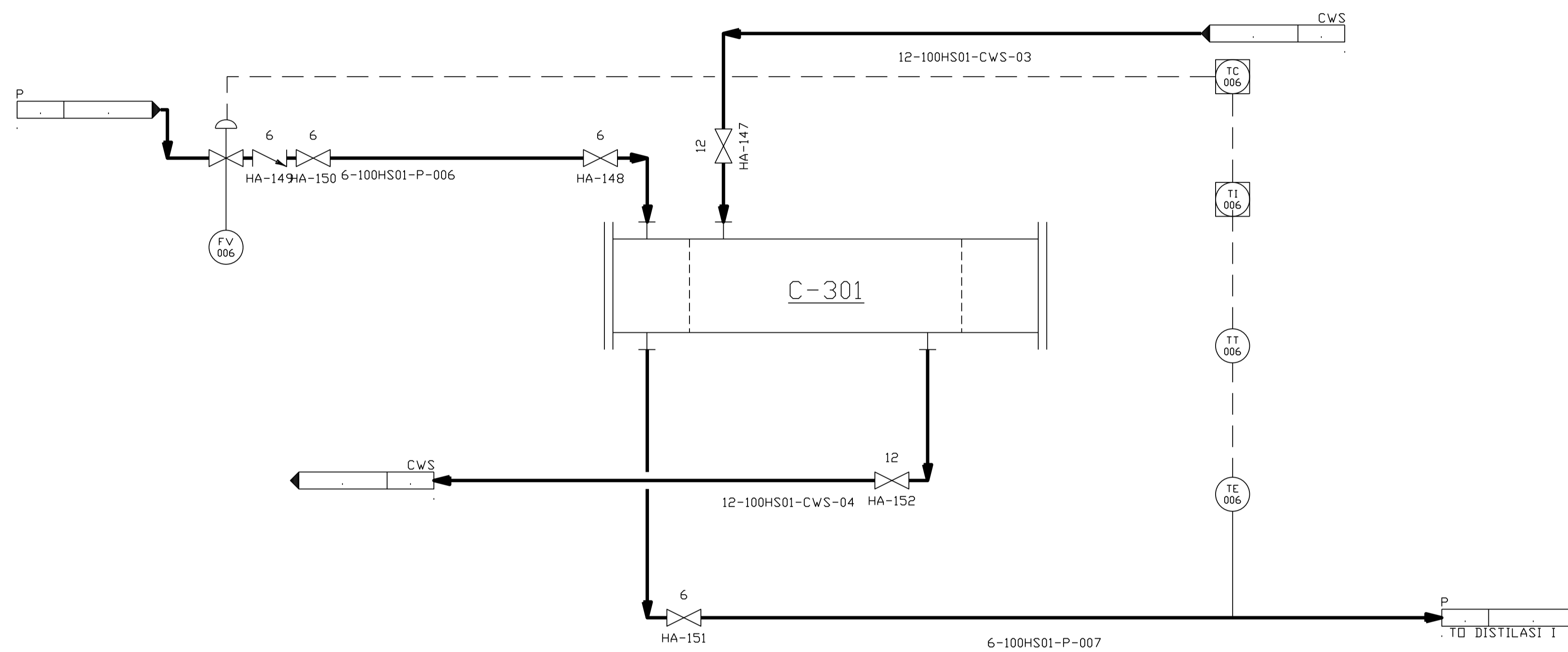
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 PFR REACTOR

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

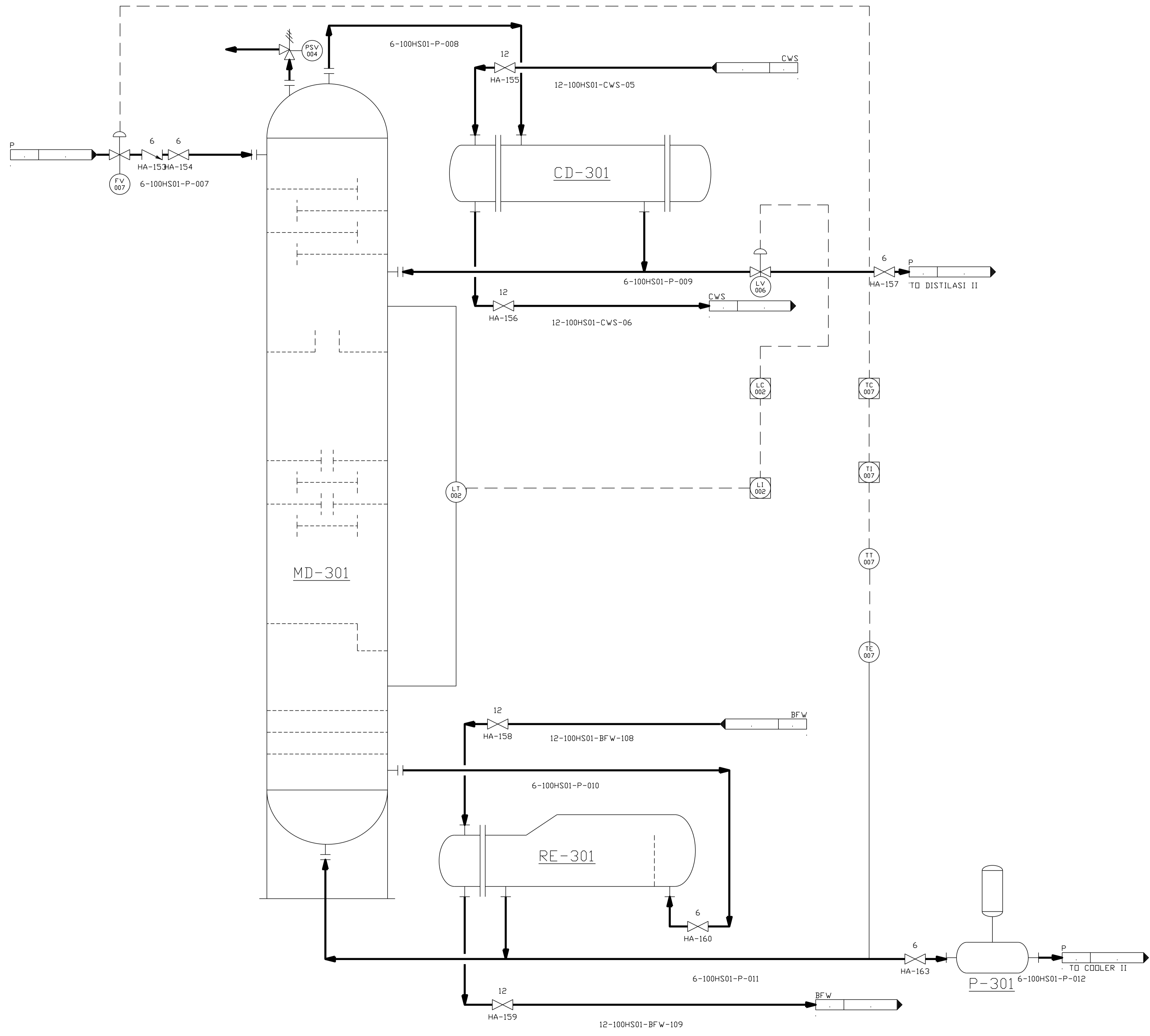
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 COOLER I

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

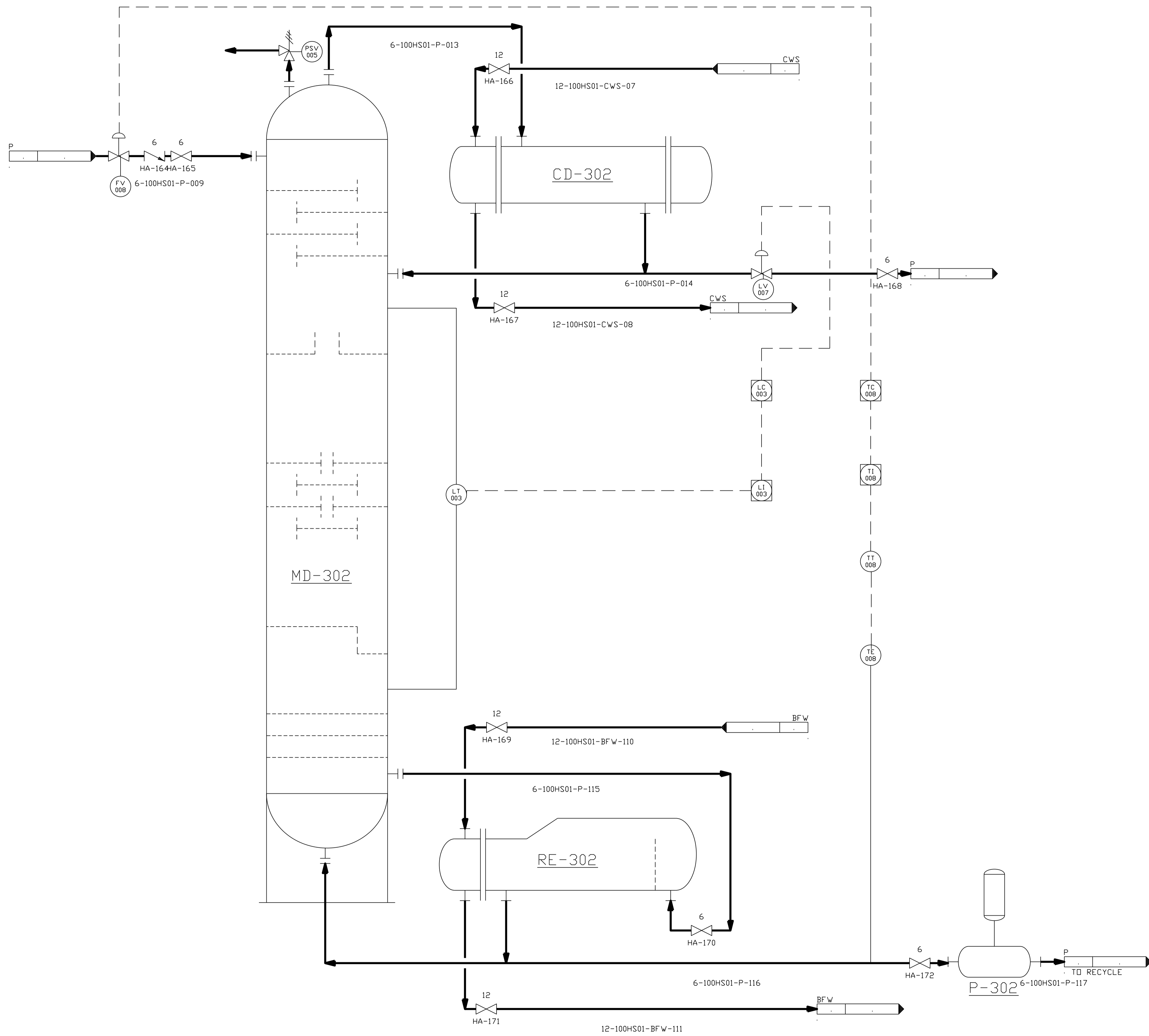
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 DISTILLATION I

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

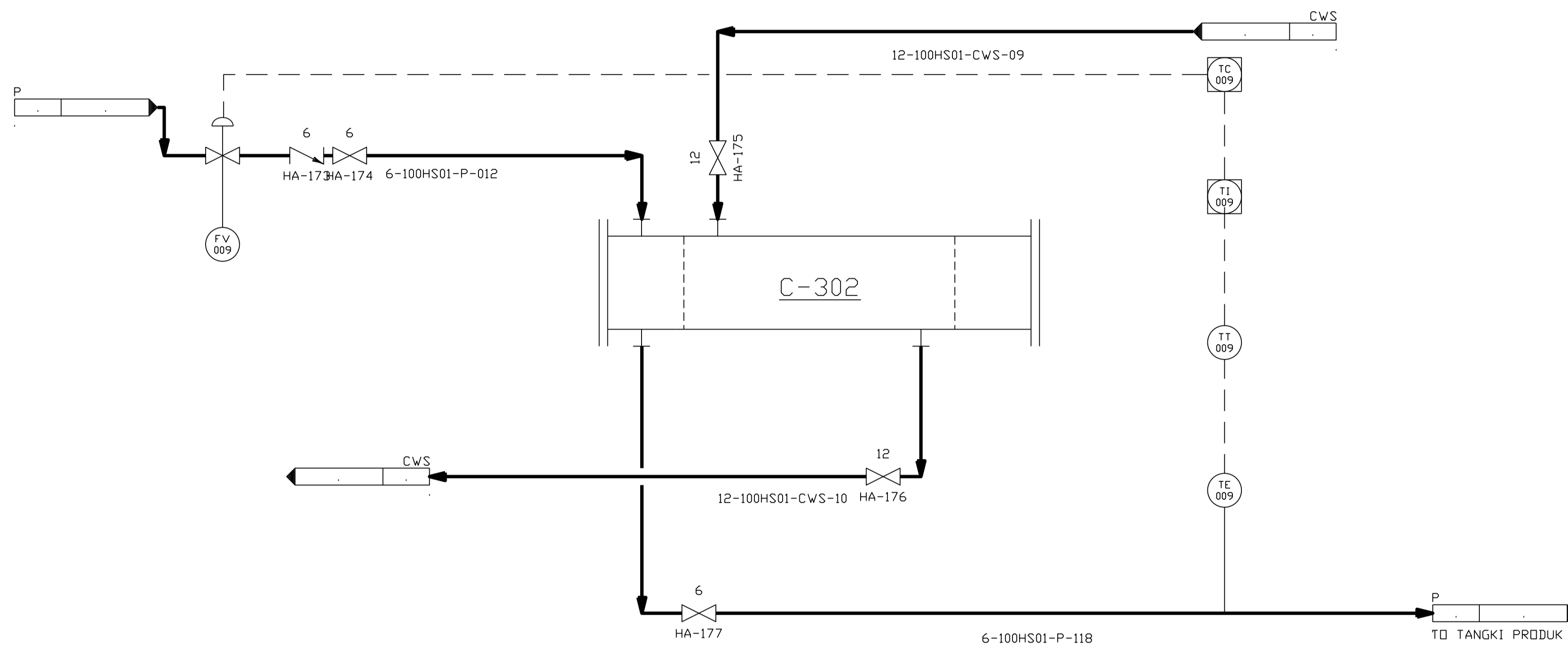
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 DISTILLATION II

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

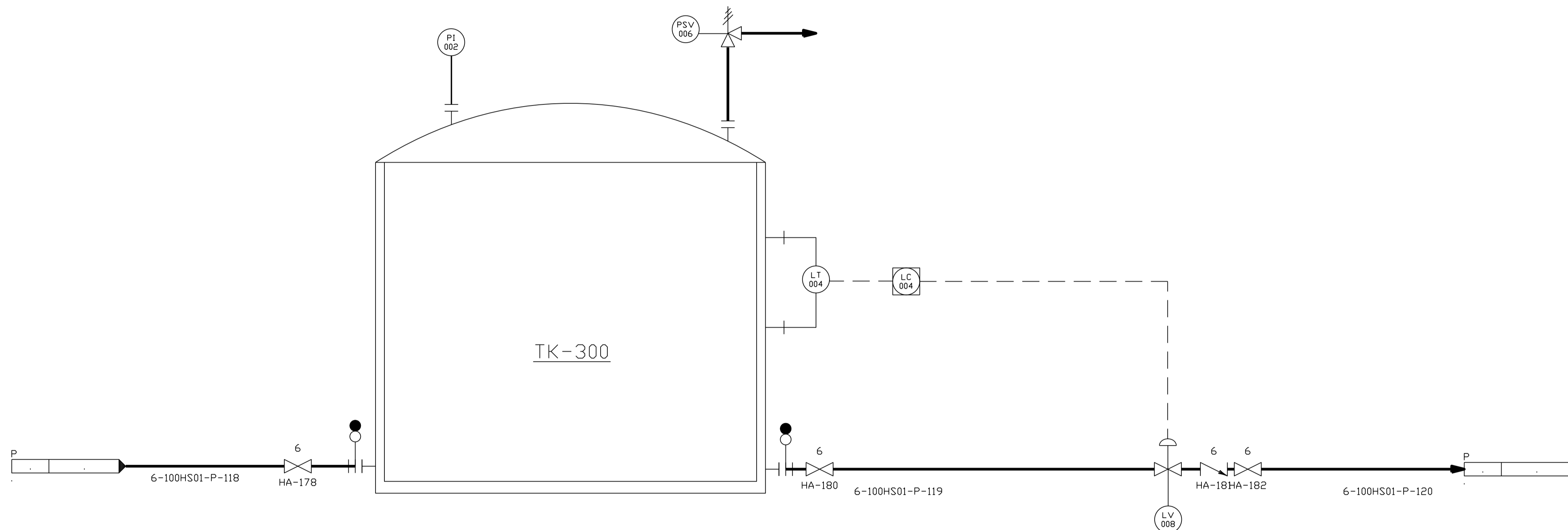
PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 COOLER II

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023





General Notes

Dibuat oleh:
Mhd. Akbar Aditya R
 NIM.190140042

Nawardah Hanie
 NIM.190140046

Emil Izmilia
 NIM.190140060

Dosen Pembimbing:
Ir. Zainuddin Ginting, MT
 NIP.196811302002121001

Meriatna, ST., MT
 NIP.197204162005012001

Drawing Name

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL
 BENZENA DARI PROPILENA DAN
 BENZENA MENGGUNAKAN PROSES
 ALKILASI KATALIS ASAM FOSFAT PADAT
 KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Project Name and Address

PIPING & INSTRUMENTATION
 DIAGRAM
 ISOPROPIL BENZENA STORAGE
 TANK

Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknik
 Universitas Malikussaleh
 2023



Disconuted Cash Flow Pabrik Isopropil Benzena

| Tahun Ke- | Kapasitas | INVESTASI | | | | | | |
|--------------|-----------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------|
| | | Modal Sendiri | | | Modal Pinjaman | | | |
| | | Pengeluaran | Jumlah | Akumulasi | Pengeluaran | Bunga | Jumlah | Akumulasi |
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| -2 | 0% | 428.198.261.085,- | 441.044.208.917,- | 441.044.208.917,- | 0 | 0 | 0 | 0 |
| -1 | 0% | | 13.321.326.268,- | 454.275.535.185,- | 285.465.507.390,- | 27.975.619.724,- | 313.441.127.114,- | 27.975.619.724,- |
| 0 | 0% | | 396.939.788,- | 454.672.474.973,- | | 30.717.230.457,- | 30.717.230.457,- | 344.158.357.571,- |
| 1 | 80% | | | | | | | |
| 2 | 90% | | | | | | | |
| 3 | 100% | | | | | | | |
| 4 | 100% | | | | | | | |
| 5 | 100% | | | | | | | |
| 6 | 100% | | | | | | | |
| 7 | 100% | | | | | | | |
| 8 | 100% | | | | | | | |
| 9 | 100% | | | | | | | |
| 10 | 100% | | | | | | | |
| 11 | 100% | | | | | | | |
| 12 | 100% | | | | | | | |
| 13 | 100% | | | | | | | |
| 14 | 100% | | | | | | | |
| 15 | 100% | | | | | | | |
| 16 | 100% | | | | | | | |
| 17 | 100% | | | | | | | |
| 18 | 100% | | | | | | | |
| 19 | 90% | | | | | | | |
| 20 | 80% | | | | | | | |
| Total | | 428.198.261.086,- | 454.672.474.975,- | 882.870.736.061,- | 285.465.850.186,- | 58.692.850.186,- | 344.158.357.580,- | 372.133.977.303,- |

| Investasi Total (3) + (7) | Pengembalian Pinjaman | Sisa Pinjaman (7) – (9) | Hasil Penjualan | Biaya Operasi | Depresiasi |
|----------------------------------|------------------------------|--------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-------------------------|
| 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 |
| 441.044.208.917,- | 0 | | | | |
| 482.251.154.909,- | 0 | | | | |
| 798.830.832.544,- | 0 | 344.158.357.571,- | | | |
| | 37.051.310.641,- | 307.107.046.930,- | 3.564.000.000.000 | 3.377.891.424.199 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 270.055.736.289,- | 4.009.500.000.000 | 3.800.127.852.224 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 233.004.425.648,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 195.953.115.006,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 158.901.804.365,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 121.850.493.724,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 84.799.183.083,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 47.747.872.441,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | 10.696.561.800,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | 37.051.310.641,- | -26.354.748.841,- | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.455.000.000.000 | 4.222.364.280.249 | 2.198.136.391 |
| | | | 4.009.500.000.000 | 3.800.127.852.224 | 2.198.136.391 |
| | | | 3.564.000.000.000 | 3.377.891.424.199 | 2.198.136.391 |
| 1.722.126.196.379,- | 2.094.260.193.682,- | 1.747.919.848.016,- | 86.427.000.000.000,- | 81.913.867.036.827,- | 43.962.727.816,- |

| Bunga dari Sisa Pinjaman 4% * (10) 9,80% | Laba Sebelum Pajak (11) - (12) | Pajak 25% | Laba Sesudah Pajak (15) - (16) | Net Cash Flow (17) + (13) | Cummulative Net Cash Flow | IRR |
|--|--------------------------------|----------------------------|--------------------------------|----------------------------|-----------------------------|--------|
| 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| | | | | | | 20,50% |
| | | | | | | |
| | | | | | | |
| 30.096.490.599,- | 186.108.575.801,- | 46.527.143.950,- | 139.581.431.851,- | 141.779.568.241,- | 141.779.568.241,- | |
| 26.465.462.156,- | 209.372.147.776,- | 52.343.036.944,- | 157.029.110.832,- | 159.227.247.223,- | 301.006.815.464,- | |
| 22.834.433.713,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 477.681.741.668,- | |
| 19.203.405.271,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 654.356.667.873,- | |
| 15.572.376.828,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 831.031.594.077,- | |
| 11.941.348.385,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.007.706.520.281,- | |
| 8.310.319.942,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.184.381.446.485,- | |
| 4.679.291.499,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.361.056.372.689,- | |
| 1.048.263.056,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.537.731.298.893,- | |
| -2.582.765.386,- | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.714.406.225.098,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 1.891.081.151.302,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.067.756.077.506,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.244.431.003.710,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.421.105.929.914,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.597.780.856.118,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.774.455.782.323,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 2.951.130.708.527,- | |
| | 232.635.719.751,- | 58.158.929.938,- | 174.476.789.813,- | 176.674.926.204,- | 3.127.805.634.731,- | |
| | 209.372.147.776,- | 52.343.036.944,- | 157.029.110.832,- | 159.227.247.223,- | 3.287.032.881.954,- | |
| | 186.108.575.801,- | 46.527.143.950,- | 139.581.431.851,- | 141.779.568.241,- | 3.428.812.450.195,- | |
| 170.132.749.612.639 | 4.513.132.963.173,- | 1.128.283.240.793,- | 3.384.849.722.380 | 3.428.812.450.195,- | 36.002.530.727.049,- | |