

**PRA RANCANGAN PABRIK *HIGH FRUCTOSE SYRUP* (HFS)
DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

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

OLEH :

SRI MAHARANI

43120027

JUSNAENI

43120028

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup (HFS)* dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun” oleh Sri Maharani, Nim 431 20 027 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Ir. Hastami Murdiningsih, M.T
NIP. 196006061988032002

Pembimbing II

Drs. Abdul Azis, M.T
NIP. 196307271990031002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun” oleh Jusnaeni, Nim 431 20 028 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.
NIP. 196006061988032002




Drs. Abdul Azis, M.T.
NIP. 196307271990031002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




Juliani HR., S.T., M.Eng
NIP. 197304092003122002

HALAMAN PENERIMAAN

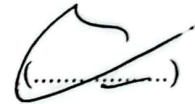
Pada Hari ini, Jumat tanggal 11 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Sri Maharani NIM 431 20 027 dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun**”.

Makassar, Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Muhammad Saleh, S.T., M.Si

Ketua



(.....)

2. Drs. Amri, M.Hum.

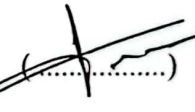
Sekretaris



(.....)

3. Octovianus SR. Pasanda S.T., M.T

Anggota



(.....)

4. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T

Anggota



(.....)

5. Drs. Abdul Azis, M.T

Anggota



(.....)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari ini, Jumat tanggal 11 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Jusnaeni NIM 431 20 028 dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun**”.

Makassar, Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Muhammad Saleh, S.T., M.Si

Ketua

()

2. Drs. Amri, M.Hum.

Sekretaris

()

3. Octovianus SR. Pasanda S.T., M.T

Anggota

()

4. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T

Anggota

()

5. Drs. Abdul Azis, M.T

Anggota

()

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis haturkan ke hadirat Allah SWT. Yang senantiasa melimpahkan rahmat dan kasih sayang-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan Skripsi **Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun.** Sholawat dan salam kami sampaikan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW., beserta keluarganya, para sahabat, dan orang-orang yang mengikuti-Nya dengan baik sampai hari kemudian kelak. Penulisan Skripsi Pra Rancangan Pabrik ini merupakan salah satu persyaratan untuk membuat dan melaksanakan skripsi agar dapat menyelesaikan jenjang studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang. Dalam pelaksanaan dan penyusunan skripsi ini, penulis banyak mendapat bimbingan dan bantuan yang bermanfaat dari berbagai pihak. Maka dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Yuliani HR., S.T., M.Eng. selaku Ketua Prodi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T., selaku dosen pembimbing I Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Drs. Abdul Azis, M.T. selaku dosen pembimbing II Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Dosen Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

7. Kedua Orang Tua tercinta, dua orang paling berjasa dalam hidup penulis, yang tidak henti-hentinya memberikan kasih sayang dengan penuh cinta dan selalu memberikan motivasi. Terimakasih selalu berjuang untuk kehidupan penulis. Terimakasih untuk semuanya berkat doa dan dukungan kedua orang tua penulis bisa berada di titik ini. Sehat selalu dan hiduplah lebih lama lagi, ayah dan ibu harus selalu ada disetiap perjalanan dan pencapaian hidup penulis.
8. Teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
9. Teman-teman 7 Icons (Sri Rahayu, Irma Yunita, Nuraenun, Andi Aflah Solihatin, dan Nurul Yusra Diyah) yang telah menemani, membantu dengan memberikan waktu, tenaga, pikiran dari sejak awal perkuliahan sampai dalam proses penyelesaian skripsi ini. Terimakasih untuk tak pernah bosan mendengarkan cerita penulis.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan Skripsi ini masih banyak kekurangan, baik dari segi teknis maupun dari segi penyajian dan bahasanya. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan skripsi ini dan demi perbaikan pada masa mendatang. Semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Makassar, Oktober 2024

Penulis

DAFTAR ISI

| | hal. |
|---|-------|
| HALAMAN SAMBUNG..... | i |
| HALAMAN PENGESAHAN..... | ii |
| HALAMAN PENERIMAAN..... | iv |
| KATA PENGANTAR..... | vi |
| DAFTAR ISI..... | v |
| DAFTAR TABEL..... | xvi |
| DAFTAR GAMBAR..... | xx |
| SURAT PERNYATAAN..... | xxi |
| RINGKASAN..... | xxiii |
| BAB I PENDAHULUAN..... | 1 |
| 1.1 Latar Belakang..... | 1 |
| 1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan..... | 3 |
| 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik..... | 10 |
| 1.4. Tinjauan Pustaka..... | 13 |
| BAB II DESKRIPSI PROSES..... | 23 |
| 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk..... | 23 |
| 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku..... | 23 |
| 2.1.2 Spesifikasi Produk..... | 25 |
| 2.1.3 Kegunaan Produk Fruktosa..... | 26 |
| 2.1.4 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk..... | 27 |
| 2.1.5 Produk atau Syrup Fruktosa..... | 31 |
| 2.2 Spesifikasi Konsep Proses..... | 32 |
| 2.3 Konsep dan Langkah Proses..... | 35 |
| 2.4 Flowsheet Dasar..... | 44 |
| BAB III NERACA MASSA..... | 45 |
| 3.1 Tangki Mixing I..... | 45 |

| | |
|---|-----------|
| 3.2 Jet Cooker..... | 46 |
| 3.3 Reaktor Likuiifikasi..... | 47 |
| 3.4 Reaktor Sakarifikasi..... | 47 |
| 3.5 Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)..... | 48 |
| 3.6 Kation Exchanger I..... | 50 |
| 3.7 Anion Exchanger I..... | 51 |
| 3.8 Evaporator I..... | 52 |
| 3.9 Reaktor Isomerasi..... | 53 |
| 3.10 Tangki Mixing II..... | 54 |
| 3.11 Tangki Karbonasi..... | 55 |
| 3.12 Filter Press..... | 56 |
| 3.13 Kation Exchanger II..... | 58 |
| 3.14 Anion Exchanger II..... | 59 |
| 3.15 Evaporator II..... | 60 |
| BAB IV NERACA PANAS..... | 61 |
| 4.1 Jet Cooker..... | 61 |
| 4.2 Tangki Pendingin I..... | 62 |
| 4.3 Reaktor Likuiifikasi..... | 62 |
| 4.4 Tangki Pendingin II..... | 63 |
| 4.5 Reaktor Sakarifikasi..... | 63 |
| 4.6 Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)..... | 64 |
| 4.7 Evaporator I..... | 65 |
| 4.8 Barometric Condensor I..... | 65 |
| 4.9 Heater..... | 66 |
| 4.10 Reaktor Isomerasi..... | 67 |
| 4.11 Evaporator II..... | 67 |
| 4.12 Barometric Condensor II..... | 68 |
| BAB V SPESIFIKASI ALAT..... | 69 |
| Tabel 5. 1 Tangki Penampung Tepung Tapioka..... | 69 |
| Tabel 5. 2 Belt Conveyor..... | 69 |
| Tabel 5. 3 Bucket Elevator..... | 70 |
| Tabel 5. 4 Tangki Penampung CaCl ₂ | 71 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 5. 5 Tangki Mixing I..... | 71 |
| Tabel 5. 6 Pompa Centrifugal I..... | 73 |
| Tabel 5. 7 Jet Cooker..... | 73 |
| Tabel 5. 8 Tangki Pendingin I..... | 74 |
| Tabel 5. 9 Tangki Penampung α -amilase..... | 75 |
| Tabel 5. 11 Pompa Centrifugal II..... | 77 |
| Tabel 5. 12 Tangki Pendingin II..... | 77 |
| Tabel 5. 14 Tangki Penampung HCl 0,1 M..... | 79 |
| Tabel 5. 15 Reaktor Sakarifikasi..... | 80 |
| Tabel 5. 16 Pompa Centrifugal III..... | 82 |
| Tabel 5. 17 RVDF..... | 82 |
| Tabel 5. 18 Tangki Penampung I..... | 82 |
| Tabel 5. 19 Pompa Centrifugal IV..... | 83 |
| Tabel 5. 20 Kation Exchanger I..... | 84 |
| Tabel 5. 22 Pompa Centrifugal V..... | 86 |
| Tabel 5. 23 Evaporator I..... | 86 |
| Tabel 5. 24 Barometric Condensor I..... | 87 |
| Tabel 5. 25 Jet Ejector I..... | 88 |
| Tabel 5. 26 Hot Well I..... | 88 |
| Tabel 5. 27 Pompa Centrifugal VI..... | 89 |
| Tabel 5. 29 Tangki Penampung $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ | 90 |
| Tabel 5. 30 Tangki Penampung Enzim Glukoisomerase..... | 90 |
| Tabel 5. 31 Tangki Penampung NaOH 0,1 M..... | 91 |
| Tabel 5. 33 Pompa Centrifugal VII..... | 93 |
| Tabel 5. 34 Tangki Mixing II..... | 94 |
| Tabel 5. 36 Tangki Penampung Karbon Aktif..... | 95 |
| Tabel 5. 37 Tangki Karbonasi..... | 96 |
| Tabel 5. 38 Pompa Centrifugal IX..... | 97 |
| Tabel 5. 39 Filter Press..... | 98 |
| Tabel 5. 41 Pompa Centrifugal X..... | 99 |
| Tabel 5. 42 Kation Exchanger II..... | 99 |
| Tabel 5. 43 Anion Exchanger II..... | 100 |
| Tabel 5. 44 Pompa Centrifugal XI..... | 101 |

| | |
|---|------------|
| Tabel 5. 45 Evaporator II..... | 101 |
| Tabel 5. 47 Jet Ejector II..... | 103 |
| Tabel 5. 48 Hot Well II..... | 104 |
| Tabel 5. 49 Pompa Centrifugal XII..... | 104 |
| Tabel 5. 50 Tangki Penampung HFS-42..... | 105 |
| BAB VI UTILITAS..... | 106 |
| 6.1. Unit Sistem Pengolahan Air dan Kebutuhan Air..... | 106 |
| 6.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik..... | 112 |
| 6.3 Unit Penyediaan Steam..... | 112 |
| 6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar..... | 112 |
| 6.5 Unit Pengolahan Limbah..... | 113 |
| 6.6 Laboratorium..... | 113 |
| BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA..... | 124 |
| 7.1 Instrumentasi..... | 124 |
| 7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup..... | 126 |
| BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI..... | 128 |
| 8.1 Bentuk Badan Perusahaan..... | 128 |
| 8.2 Struktur Organisasi..... | 129 |
| 8.3 Tugas dan Wewenang..... | 135 |
| 8.4 Jam kerja Karyawan..... | 140 |
| 8.5 Status Karyawan dan Sistem Kerja..... | 143 |
| BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN..... | 145 |
| 9.1 Deskripsi Tata Letak..... | 145 |
| 9.2 Tata Letak Alat Proses..... | 145 |
| BAB X ANALISA EKONOMI..... | 147 |
| 10.1 Total <i>Capital Investment</i> (TCI)..... | 147 |
| 10.2 Total <i>Production Cost</i> (TPC)..... | 148 |
| 10.3 Analisa <i>Profitability</i> | 149 |
| BAB XI KESIMPULAN..... | 137 |
| DAFTAR PUSTAKA..... | 139 |
| LAMPIRAN A..... | 143 |

| | |
|-----------------|-----|
| LAMPIRAN B..... | 192 |
| LAMPIRAN C..... | 250 |
| LAMPIRAN D..... | 471 |
| LAMPIRAN E..... | 521 |



DAFTAR TABEL

| | hal. |
|--|------|
| Tabel 1. 1 Ekspor HFS..... | 5 |
| Tabel 1. 2 Konsumsi HFS dalam Negeri..... | 6 |
| Tabel 1. 3 Impor HFS..... | 7 |
| Tabel 1. 4 Produksi HFS..... | 8 |
| Tabel 1. 5 Produsen Fruktosa di Indonesia..... | 10 |
| Tabel 1. 6 Perusahaan Penghasil Tepung Tapioka di Kawasan Tulang Bawang..... | 13 |
| Tabel 1. 7 Perbandingan Beberapa Proses Hidrolisis Pati..... | 22 |
| Tabel 2. 1 Komponen Tepung Tapioka..... | 23 |
| Tabel 2. 2 Tingkat Kemanisan Relatif Beberapa Jenis Gula..... | 26 |
| Tabel 2. 3 Senyawa-Senyawa Reaksi pada Reaktor Likuifikasi..... | 34 |
| Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki Mixing..... | 45 |
| Tabel 3. 2 Neraca Massa Jet Cooker..... | 46 |
| Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor Likuifikasi..... | 47 |
| Tabel 3. 4 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi..... | 48 |
| Tabel 3. 5 Neraca Massa RVDF..... | 49 |
| Tabel 3. 6 Neraca Massa Kation Exchanger I..... | 50 |
| Tabel 3. 7 Neraca Massa Anion Exchanger I..... | 51 |
| Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator I..... | 52 |
| Tabel 3. 9 Neraca Massa Reaktor Isomerasi..... | 53 |
| Tabel 3. 10 Neraca Massa Tangki Mixing II..... | 54 |
| Tabel 3. 11 Neraca Massa Kolom Karbonasi..... | 56 |
| Tabel 3. 12 Neraca Massa Filter Press..... | 57 |
| Tabel 3. 13 Neraca Massa Kation Exchanger II..... | 58 |
| Tabel 3. 14 Neraca Massa Anion Exchanger II..... | 59 |
| Tabel 3. 15 Neraca Massa Evaporator II..... | 60 |
| Tabel 4. 1 Neraca Panas Jet Cooker..... | 61 |
| Tabel 4. 2 Neraca Panas Tangki Pendingin I..... | 62 |
| Tabel 4. 3 Neraca Panas Reaktor Likuifikasi..... | 63 |

| | |
|---|----|
| Tabel 4. 4 Neraca Panas Tangki Pendingin II..... | 63 |
| Tabel 4. 5 Neraca Panas Sakarifikasi..... | 64 |
| Tabel 4. 6 Neraca Panas RVDF..... | 65 |
| Tabel 4. 7 Neraca Panas Evaporator I..... | 65 |
| Tabel 4. 8 Neraca Panas Barometric Condensor I..... | 66 |
| Tabel 4. 9 Neraca Panas Heater..... | 66 |
| Tabel 4. 10 Neraca Panas Reaktor Isomerasi..... | 67 |
| Tabel 4. 11 Neraca Panas Evaporator II..... | 68 |
| Tabel 4. 12 Neraca Panas Barometric Condensor II..... | 68 |
| Tabel 5. 1 Tangki Penampung Tepung Tapioka..... | 69 |
| Tabel 5. 2 Bucket Elevator..... | 69 |
| Tabel 5. 3 Bucket Elevator..... | 70 |
| Tabel 5. 4 Tangki Penampung CaCl ₂ | 71 |
| Tabel 5. 5 Tangki Mixing I..... | 71 |
| Tabel 5. 6 Pompa Centrifugal I..... | 73 |
| Tabel 5. 7 Jet Cooker..... | 73 |
| Tabel 5. 8 Tangki Pendingin I..... | 73 |
| Tabel 5. 9 Tangki Penampung α -amilase..... | 75 |
| Tabel 5. 10 Reaktor Likuifikasi..... | 76 |
| Tabel 5. 11 Pompa Centrifugal II..... | 77 |
| Tabel 5. 12 Tangki Pendingin II..... | 77 |
| Tabel 5. 13 Tangki Penampung Glukoamilase..... | 79 |
| Tabel 5. 14 Tangki Penampung HCl 0,1 M..... | 79 |
| Tabel 5. 15 Reaktor Sakarifikasi..... | 80 |
| Tabel 5. 16 Pompa Centrifugal III..... | 82 |
| Tabel 5. 17 RVDF..... | 82 |
| Tabel 5. 18 Tangki Penampung I..... | 82 |
| Tabel 5. 19 Pompa Centrifugal IV..... | 83 |
| Tabel 5. 20 Kation Exchanger I..... | 84 |
| Tabel 5. 21 Anion Exchanger I..... | 85 |
| Tabel 5. 22 Pompa Centrifugal V..... | 86 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 5. 23 Evaporator I..... | 86 |
| Tabel 5. 24 Barometric Condensor I..... | 87 |
| Tabel 5. 25 Jet Ejector I..... | 87 |
| Tabel 5. 26 Hot Well I..... | 88 |
| Tabel 5. 27 Pompa Centrifugal VI..... | 89 |
| Tabel 5. 28 Heater..... | 89 |
| Tabel 5. 29 Tangki Penampung $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ | 90 |
| Tabel 5. 30 Tangki Penampung Enzim Glukoisomerase..... | 90 |
| Tabel 5. 31 Tangki Penampung NaOH 0,1 M..... | 91 |
| Tabel 5. 32 Reaktor Isomerasi..... | 92 |
| Tabel 5. 33 Pompa Centrifugal VII..... | 93 |
| Tabel 5. 34 Tangki Mixing II..... | 94 |
| Tabel 5. 35 Pompa Centrifugal VIII..... | 95 |
| Tabel 5. 36 Tangki Penampung Karbon Aktif..... | 95 |
| Tabel 5. 37 Tangki Karbonasi..... | 96 |
| Tabel 5. 38 Pompa Centrifugal IX..... | 97 |
| Tabel 5. 39 Filter Press..... | 98 |
| Tabel 5. 40 Tangki Penampung II..... | 98 |
| Tabel 5. 41 Pompa Centrifugal X..... | 99 |
| Tabel 5. 42 Kation Exchanger II..... | 99 |
| Tabel 5. 43 Anion Exchanger II..... | 100 |
| Tabel 5. 44 Pompa Centrifugal XI..... | 101 |
| Tabel 5. 45 Evaporator II..... | 101 |
| Tabel 5. 46 Barometric Condensor II..... | 102 |
| Tabel 5. 47 Jet Ejector II..... | 103 |
| Tabel 5. 48 Hot Well II..... | 104 |
| Tabel 5. 49 Pompa Centrifugal XII..... | 104 |
| Tabel 5. 50 Tangki Penampung HFS-42..... | 105 |
| Tabel 6. 1 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi..... | 108 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 6. 2 Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi..... | 108 |
| Tabel 6. 3 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi..... | 108 |
| Tabel 6. 4 Kebutuhan air untuk penyediaan sarana umum dan sanitasi..... | 109 |
| Tabel 6. 5 Kebutuhan air untuk pembangkit <i>steam</i> | 110 |
| Tabel 6. 6 Rekomendasi Batas Air Umpan (<i>IS 10392, 1982</i>)..... | 110 |
| Tabel 6. 7 Kebutuhan air pendingin..... | 111 |
| Tabel 6. 8 Kebutuhan air untuk air proses..... | 111 |
| Tabel 6. 9 Kebutuhan air untuk air proses..... | 112 |
| Tabel 6. 10 Pompa Air Sungai..... | 116 |
| Tabel 6. 11 Bak Air Sungai..... | 116 |
| Tabel 6. 12 Tangki Pelarutan Koagulan..... | 117 |
| Tabel 6. 13 Bak Sand Filter..... | 117 |
| Tabel 6. 14 Bak Penampung Air Bersih..... | 118 |
| Tabel 6. 15 Bak Air Pendingin..... | 118 |
| Tabel 6. 16 Pompa Bak Air Pendingin..... | 119 |
| Tabel 6. 17 Cooling Tower..... | 119 |
| Tabel 6. 18 Pompa Bak Cooling Tower <i>Resirkulasi</i> | 120 |
| Tabel 6. 19 Kation Exchanger..... | 120 |
| Tabel 6. 20 Kation Exchanger..... | 121 |
| Tabel 6. 21 Bak Air Boiler..... | 121 |
| Tabel 6. 22 Pompa Air Umpan Boiler..... | 122 |
| Tabel 6. 23 Bak Air Sanitasi..... | 122 |
| Tabel 6. 24 Pompa Air Sanitasi..... | 123 |
| Tabel 7. 1 Tingkatan dan Fungsi CSC..... | 125 |
| Tabel 8 1 Pembagian jam kerja dan istirahat karyawan reguler..... | 141 |
| Tabel 8. 2 Jadwal Kerja Masing-masing Regu..... | 142 |
| Tabel 8 3 Perincian Gaji Pekerja..... | 144 |

DAFTAR GAMBAR

| | hal. |
|--|------|
| Gambar 1. 1 Grafik Ekspor HFS..... | 5 |
| Gambar 1. 2 Grafik Konsumsi dalam Negeri HFS..... | 6 |
| Gambar 1. 3 Grafik Impor HFS..... | 8 |
| Gambar 1. 4 Grafik Produksi HFS..... | 9 |
| Gambar 1. 5 Peta Lokasi HFS di Kota Palembang..... | 12 |
| Gambar 1. 6 Flowsheet Hidrolisis Asam..... | 16 |
| Gambar 1. 7 Flowsheet Hidrolisis Enzim..... | 16 |
| Gambar 1. 8 Flowsheet Hidrolisis Asam-Enzim..... | 20 |
| Gambar 2. 1 Struktur Fruktosa..... | 27 |
| Gambar 2. 2 Tahap Pembentukan Sirup Glukosa..... | 39 |
| Gambar 2. 3 Proses <i>Glukoisomerasi</i> | 40 |
| Gambar 2. 4 Diagram Alir Perubahan Sirup Glukosa Menjadi Sirup Fruktosa..... | 41 |
| Gambar 2. 5 Diagram Alir Tahap Penyelesaian Sirup Fruktosa..... | 43 |
| Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan..... | 131 |
| Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik..... | 146 |

SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama Lengkap : Sri Maharani
NIM : 43120027
Program Studi : Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Tempat / Tgl. Lahir : Makassar, 16 Maret 2002
Alamat : BTN Dewi Kumala Sari AC 20/26

Dengan ini menyatakan :

A. Tugas Akhir / Skripsi yang berjudul :

Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

Adalah benar disusun / dibuat oleh saya sendiri dan jika dikemudian hari diketahui berdasarkan bukti-bukti yang kuat ternyata Tugas Akhir / Skripsi tersebut dibuatkan oleh orang lain atau diketahui bahwa Tugas Akhir / Skripsi tersebut merupakan plagiat/mencontek/menjiplak hasil karya ilmiah orang lain, maka dengan ini saya siap menerima segala yang ditimbulkan berupa pembatalan/pencabutan Gelar Akademik dan siap mengulang kembali dari awal.

B. Bahwa seluruh dokumen (copy ijazah, copy transkrip nilai) dan lain-lain sebagai persyaratan sidang adalah asli milik saya pribadi dan dapat saya pertanggung jawabkan keasliannya.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Makassar, Oktober 2024

Hormat Saya,



(Sri Maharani)

SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama Lengkap : Jusnaeni
NIM : 43120028
Program Studi : Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Tempat / Tgl. Lahir : Samaenre, 18 Juni 2001
Alamat : Perumahan Abi Residence Blok F no.4, Moncongloe

Dengan ini menyatakan :

C. Tugas Akhir / Skripsi yang berjudul :

Pra Rancangan Pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung Tapioka dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

Adalah benar disusun / dibuat oleh saya sendiri dan jika dikemudian hari diketahui berdasarkan bukti-bukti yang kuat ternyata Tugas Akhir / Skripsi tersebut dibuatkan oleh orang lain atau diketahui bahwa Tugas Akhir / Skripsi tersebut merupakan plagiat/mencontek/menjiplak hasil karya ilmiah orang lain, maka dengan ini saya siap menerima segala yang ditimbulkan berupa pembatalan/pencabutan Gelar Akademik dan siap mengulang kembali dari awal.

D. Bahwa seluruh dokumen (copy ijazah, copy transkrip nilai) dan lain-lain sebagai persyaratan sidang adalah asli milik saya pribadi dan dapat saya pertanggung jawabkan keasliannya.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Makassar, Oktober 2024

Hormat Saya,


(Jusnaeni)

PRA RANCANGAN PABRIK *HIGH FRUCTOSE SYRUP* (HFS) DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

High Fructose Syrup (HFS) adalah pemanis yang terbuat dari pati dan memiliki nilai kalori yang rendah. HFS banyak digunakan dalam industri makanan dan minuman. Konsumsi HFS dalam negeri cenderung mengalami peningkatan dari tahun ke tahun, bahkan ekspor HFS Indonesia pun mengalami peningkatan yang signifikan. Prarancangan pabrik HFS bertujuan mengkaji kelayakan pendirian HFS dari berbagai aspek yang diawali dengan penentuan kapasitas produksinya.

Pabrik HFS berbahan baku tepung tapioka, akan didirikan di Kecamatan Ilir Timur II, Kota Palembang, Sumatera Selatan dengan mempertimbangkan persediaan bahan baku, persediaan air, tenaga kerja, dan sarana transportasi. Pabrik tersebut direncanakan memproduksi HFS sebanyak 60.000 ton/tahun dengan waktu operasi selama 24 jam/hari, 312 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah tepung tapioka sebanyak 11.785,2580 kg/jam. Jumlah karyawan sebanyak 200 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan menggunakan struktur organisasi garis dan staf.

Hasil analisis ekonomi menunjukkan: *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp490.850.813.078; *Working capital Investment* (WCI) sebesar Rp490.850.813.078; *Total Capital Investment* (TCI) sebesar Rp981.701.626.156; *Break Even Point* (BEP) sebesar 14,99%; *Pay Out Time After Taxes* (POT) selama 3 tahun; *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 12%. Berdasarkan hasil kajian ini, maka rencana pendirian pabrik layak untuk di laksanakan karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

PRE-DESIGN OF HIGH FRUCTOSE SYRUP (HFS) PLANT FROM TAPIOCA FLOUR WITH A CAPACITY OF 60,000 TONS/YEAR

ABSTRACT

High Fructose Syrup (HFS) was a sweetener derived from starch and had a low caloric value. HFS was widely used in the food and beverage industry. Domestic consumption of HFS tended to increase year by year, and even Indonesia's exports of HFS saw significant growth. The pre-design of the HFS plant aimed to assess the feasibility of establishing HFS from various aspects, starting with the determination of its production capacity.

The HFS plant, using tapioca flour as raw material, was established in Ilir Timur II District, Palembang City, South Sumatra, considering the availability of raw materials, water supply, labor, and transportation facilities. The plant was planned to produce 60,000 tons/year of HFS with an operational time of 24 hours/day for 312 days/year. The raw material used was tapioca flour at a rate of 11,785.2580 kg/hour. The number of employees was 200, and the company was structured as a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational structure.

The economic analysis results showed: Fixed Capital Investment (FCI) amounted to Rp490,850,813,078; Working Capital Investment (WCI) also amounted to Rp490,850,813,078; Total Capital Investment (TCI) amounted to Rp981,701,626,156; Break Even Point (BEP) stood at 14.99%; Pay Out Time After Taxes (POT) lasted 3 years; Internal Rate of Return (IRR) reached 12%. Based on this analysis, the plan to establish the plant was deemed feasible as it was profitable and had a good future outlook.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

High fructose syrup (HFS) atau fruktosa sirup tinggi merupakan cairan manis dan mudah larut yang diperoleh dari pati melalui proses enzimatis. Jenis sirup ini mempunyai arti penting dalam berbagai industri seperti industri makanan dan minuman, farmasi, dan bahan kimia. Fructose adalah monosakarida yang ditemukan di banyak spesies tumbuhan, bersama dengan glukosa dan galaktosa. Saat ini fructose atau HFS merupakan pemanis yang populer dalam kehidupan sehari-hari. Hal ini dikarenakan sifat fructose yang memiliki tingkat kemanisan 2.5 kali lebih tinggi dibandingkan glukosa (Lehning, 1990). Fruktosa juga mudah diserap oleh tubuh dan menjadi sumber energi sehingga banyak digunakan industri minuman energi, minuman ringan dan dapat menjadi stabilisator dalam makanan. Keuntungan lain penggunaan HFS adalah mudah larut dalam air, mudah diberi rasa, tidak mengkristal, dan aman untuk diabetes tipe 2 serta menambah volume dan melembutkan tekstur serta dapat digunakan untuk pembuatan selai.

Permintaan atau konsumsi HFS khususnya dalam negeri mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (2024), konsumsi HFS dalam negeri telah mencapai 6453 ton pada tahun 2020. Pada awalnya, Indonesia merupakan pengimport HFS akan tetapi dengan banyaknya pembangunan pabrik HFS, maka lambat laun Indonesia kini telah mampu mengekspor HFS ke beberapa negara seperti China, Amerika Serikat, India,

Jepang, Malaysia, Korea Selatan, Taiwan, Singapore (CNN, 2023), yang mencapai nilai ekspor US\$22,21 miliar pada bulan Juli 2024 (BPS, 2024).

Industri fruktosa merupakan industri yang dapat mengolah bahan baku yang memiliki kandungan pati yang tinggi. Pada tahun 2023, di Indonesia telah berdiri sebanyak 5 perusahaan yang memproduksi fruktosa, yang meningkatkan ekspor HFS di Indonesia dan menurunkan import HFS menjadi 976.922 ton/tahun (BPS, 2023).

Perkembangan positif industri HFS di Indonesia tidak terlepas dari ketersediaan bahan baku yang sangat besar, yakni tepung tapioca yang dibuat dari singkong atau ubi kayu. Daerah penghasil ubi kayu tersebar luas di seluruh Indonesia, seperti di Provinsi Lampung (6.719.088), Sumatera Selatan (242.043.86 ton/tahun), (BPS 2022) Jawa Tengah (3.243.835 ton/tahun), Jawa Timur (2.901.987 ton/tahun) dan Provinsi Sulawesi Selatan (433.401 ton/tahun) penghasil ubi kayu di Indonesia (BPS, 2016).

Industri tepung tapioka merupakan Industri berbahan dasar singkong yang berkembang sebagai Industri pertanian di Indonesia dengan produktivitas rata-rata 15.000.000 hingga 17.000.000 ton per tahun menjadikan Indonesia sebagai produsen tepung tapioka terbesar kedua di dunia setelah Thailand (ITPC, 2017). Tepung tapioka digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan HFS karena kandungan pati yang dimiliki tepung tapioca sebanyak 87 %, seperti yang diketahui HFS merupakan pemanis hasil dari hidrolisis pati dengan bantuan enzimatis melalui beberapa proses seperti dari proses liquifikasi, sakarifikasi, isomerisasi, dan pemurnian untuk menghasilkan kemurnian HFS yang tinggi.

Peluang yang dimiliki saat ini dengan membangun suatu pabrik di HFS di Indonesia.

Pembangunan suatu pabrik, seperti pabrik fruktosa, sebagaimana halnya pembangunan pabrik lainnya, memerlukan suatu kajian yang komprehensif dan seksama untuk menjamin keberlangsungan operasionalnya sehingga dapat berperan sebagai penghasil devisa bagi negara dengan dampak negatif yang seminimal mungkin bagi masyarakat dan lingkungan hidup. Adapun hal-hal yang perlu dikaji tersebut antara lain ketersediaan bahan baku, lokasi, ketersediaan sumber daya manusia yang kompeten, dana/modal, peralatan, utilitas, tempat pemasaran, dan kajian dampak lingkungan.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan

a. Data Perkiraan Kebutuhan HFS di Indonesia

Dalam menentukan kapasitas perancangan dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan, antara lain:

a. Demand

1) Ekspor

Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan ekspor HFS di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan.

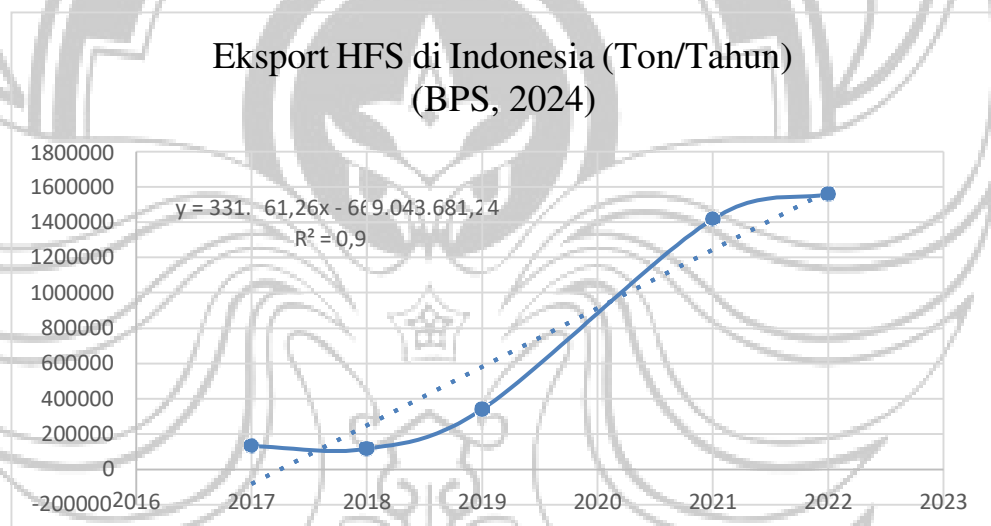
Perkembangan data ekspor akan HFS di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Ekspor HFS

| Tahun | Ekspor HFS (Ton/Tahun) |
|-------|---------------------------|
| 2017 | 131.937 |
| 2018 | 116.730 |
| 2019 | 340.455 |
| 2021 | 1.417.203,391 |
| 2022 | 1.558.961,909 |

Sumber : Data BPS Tahun 2024

Dari data ekspor diatas dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data ekspor di sumbu y. Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1. 1 Grafik Ekspor HFS

Perkiraan ekspor HFS di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 331.661,26x - 669.043.681,24$. Dengan persamaan diatas, maka dapat diperkirakan untuk tahun 2028 kebutuhan ekspor HFS di Indonesia sebesar:

$$y = 331.661,26x - 669.043.681,24$$

$$y = 331.661,26(2028) - 669.043.681,24$$

$$y = 3.565.354,04 \text{ ton/tahun}$$

2) Konsumsi dalam Negeri

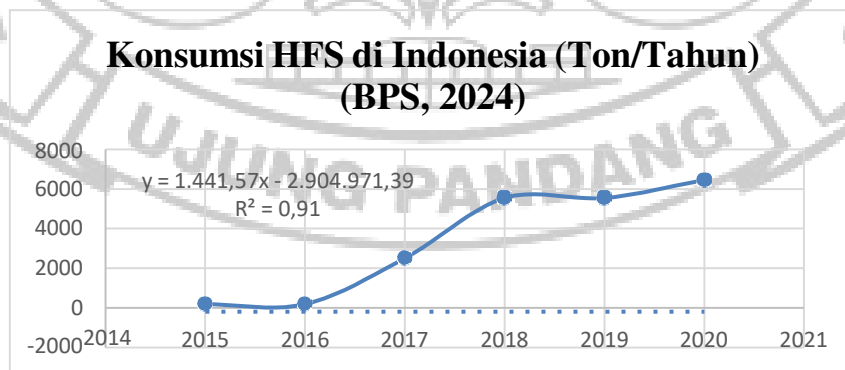
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan konsumsi dalam negeri HFS di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data konsumsi dalam negeri akan HFS di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Konsumsi HFS dalam Negeri

| Tahun | Konsumsi Dalam Negeri (Ton/Tahun) |
|-------|-----------------------------------|
| 2015 | 187 |
| 2016 | 187 |
| 2017 | 2508,05 |
| 2018 | 5547,73 |
| 2019 | 5547,73 |
| 2020 | 6453,64 |

Sumber : Data BPS Tahun 2024

Dari data konsumsi dalam negeri diatas dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dalam negeri di sumbu y. Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1. 2 Grafik Konsumsi dalam Negeri HFS

Perkiraan konsumsi dalam negeri HFS di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 1.441,57x - 2.904.971,39$. Dengan persamaan diatas, maka dapat diperkirakan untuk tahun 2028 kebutuhan konsumsi dalam negeri HFS di Indonesia sebesar:

$$y = 1.441,57x - 2.904.971,39$$

$$y = 1.441,57(2028) - 2.904.971,39$$

$$y = 18.532,57 \text{ ton/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{konsumsi dalam negeri} \\ &= (3.565.354,04 + 18.532,57) \text{ ton/tahun} \\ &= 3.583.886,61 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

b. Supply

1) Impor

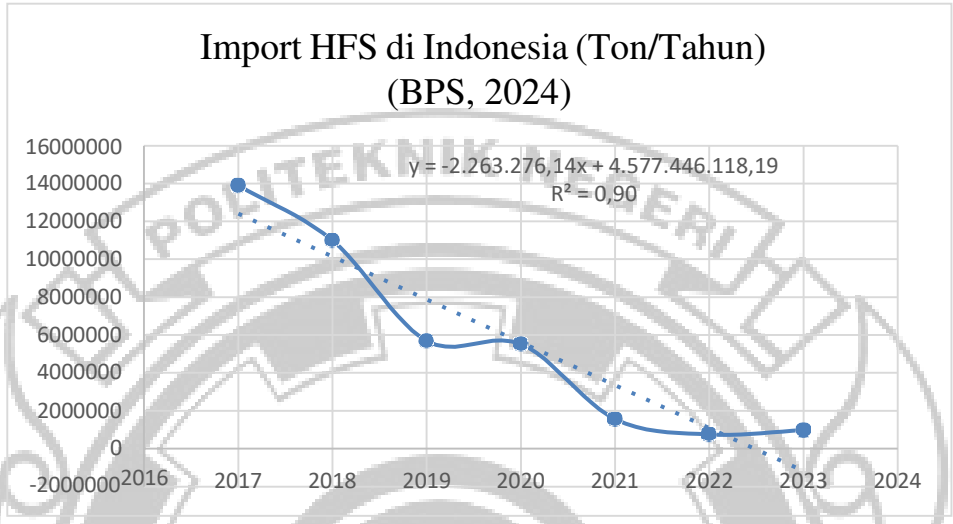
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor HFS di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data impor akan HFS di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Impor HFS

| Tahun | Impor HFS (Ton/Tahun) |
|-------|--------------------------|
| 2017 | 13.899.696,2 |
| 2018 | 10.988.392,6 |
| 2019 | 5.690.022,7 |
| 2020 | 5.529.382 |
| 2021 | 1.564.206,7 |
| 2022 | 749.594,9 |

| | |
|------|-----------|
| 2023 | 976.922,7 |
|------|-----------|

Sumber : Data BPS Tahun 2024



Gambar 1. 3 Grafik Impor HFS

Pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -2.263.276,14x + 4.577.446.118,19$. Dengan persamaan diatas, maka dapat diperkirakan untuk tahun 2028 kebutuhan impor HFS di Indonesia sebesar:

$$y = -2.263.276,14x + 4.577.446.118,19$$

$$y = -2.263.276,14(2028) + 4.577.446.118,19 \text{ ton/tahun}$$

$$y = -12.477.893,7 \text{ ton/tahun} \approx 0 \text{ ton/tahun.}$$

2) Produksi

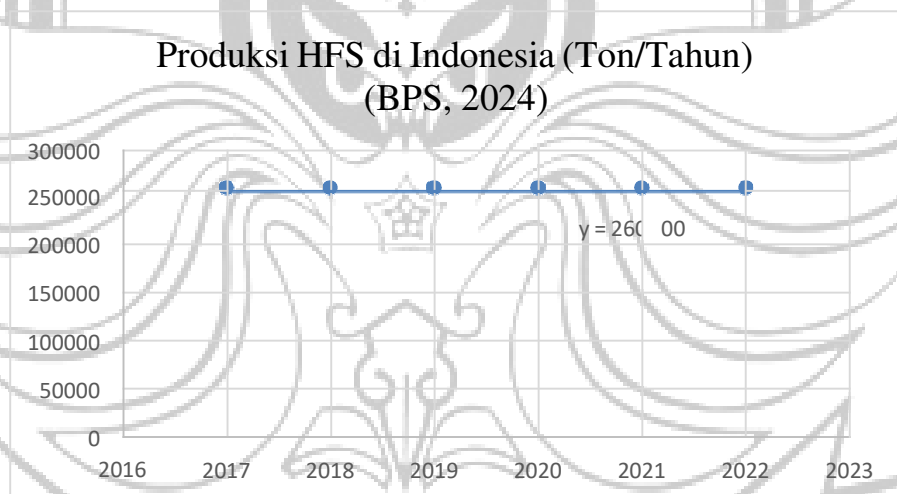
Data statistik diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan produksi HFS di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung stabil. Perkembangan data produksi akan HFS di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1. 4 Produksi HFS

| Tahun | Produksi (Ton/Tahun) |
|-------|-------------------------|
| 2017 | 260.800 |
| 2018 | 260.800 |
| 2019 | 260.800 |
| 2020 | 260.800 |
| 2021 | 260.800 |
| 2022 | 260.800 |
| 2023 | 260.800 |

Sumber : BPS Tahun 2024

Dari data produksi diatas dapat dibuat grafik linear antara data tahunan pada sumbu x dan data produksi di sumbu y. Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.4.



Gambar 1. 4 Grafik Produksi HFS

Berdasarkan grafik linear diatas, dapat diketahui bahwa produksi dari tahun ke tahun sama atau stabil sehingga diperkirakan produksi HFS di tahun 2028 adalah 260.800 ton/tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{produksi} \\
 &= (0) \text{ ton/tahun} + (260.800) \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$= 260.800 \text{ ton/tahun}$$

Impor menunjukkan angka 0 karena setelah dilakukan perhitungan didapatkan -12.477.893,7 ton/tahun \approx 0 ton/tahun karena diperkirakan 5 tahun kedepan Indonesia sudah tidak mengimpor HFS.

b. Perhitungan kebutuhan HFS di Indonesia

Berdasarkan data proyeksi ekspor, konsumsi dalam negeri, impor, dan produksi pada tahun 2028 yakni rencana pembangunan pabrik HFS, maka, peluang pasar untuk HFS dapat ditentukan kapasitas pra rancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{supply} \\ &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi dalam negeri}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (3.583.886,61) - (260.800) \text{ ton/tahun} \\ &= 3.323.086,61 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik HFS yang akan didirikan diambil 2% dari peluang yakni:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pra rancangan} &= 2\% \times 3.323.086,61 \text{ ton/tahun} \\ &= 66.461,7322 \text{ ton/tahun} \approx 60.000 \text{ ton/tahun.} \end{aligned}$$

Dari data dan hasil perhitungan pra rancangan pabrik HFS ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 60.000 ton/tahun, sesuai data pada Tabel 1.5 kapasitas tersebut telah memenuhi kapasitas ekonomis. Selain itu, agar tidak mendominasi pabrik HFS di Indonesia karena produksi maksimal HFS di Indonesia adalah 40% dari jumlah kebutuhan total (Pratiwi, 2018).

c. Kapasitas Komersial

Penentuan kapasitas pabrik fruktosa juga didasarkan pada pabrik HFS yang telah berdiri di berbagai Negara, seperti Amerika dan Jepang dan juga pabrik HFS yang telah berdiri di Indonesia seperti pada tabel di bawah ini.

Tabel 1. 5 Produsen Fruktosa di Indonesia

| No. | Produsen Fruktosa | Kapasitas (Ton/Tahun) |
|-----|--------------------------------|-----------------------|
| 1 | PT Associated British Budi | 21.600 |
| 2 | PT Budi Starch & Sweetener Tbk | 72.000 |
| 3 | PT Raya Sugarindo Inti | 100.000 |
| 4 | PT Saritani Nusantara | 7.200 |
| 5 | PT Tereos FKS Indonesia | 60.000 |

Sumber: BPS, 2024

Dengan melihat pertimbangan pabrik HFS sudah didirikan dengan kapasitas 7.200-100.000 ton/tahun, maka kapasitas produksi yang direncanakan pada pabrik ini di tahun 2028 sebesar 60.000 ton/tahun telah dikatakan ekonomis. Dimana dengan kapasitas tersebut diharapkan:

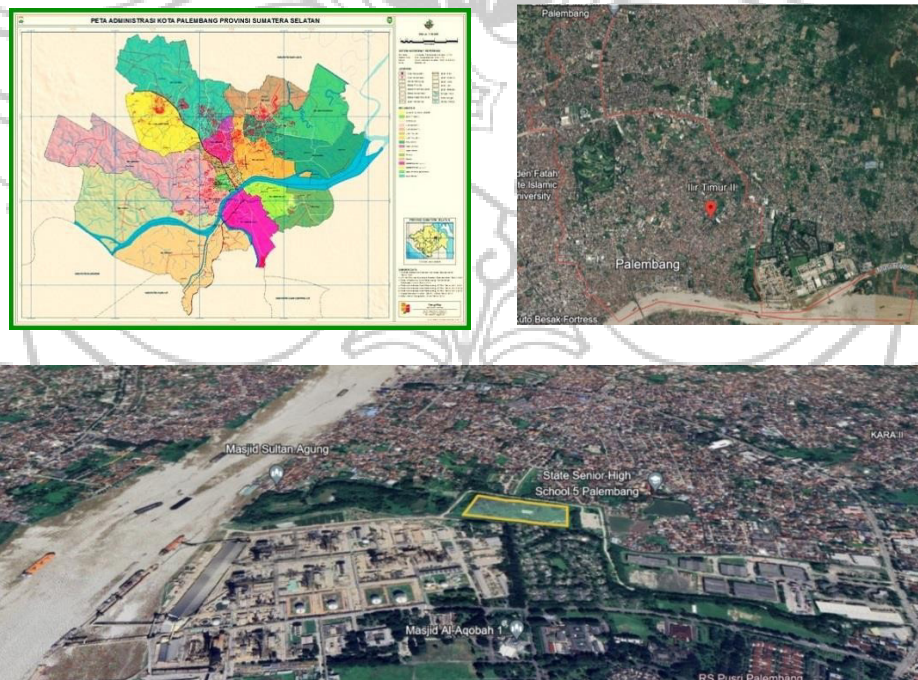
1. Memenuhi kebutuhan dalam negeri yang akan terus meningkat
2. Memberikan kesempatan bagi berdirinya industri-industri yang menggunakan fruktosa sebagai bahan baku, seperti industri produk madu, permen, *coca-cola*, sirup, jelly, roti, minuman isotonic, *soft drink*, obat diet, dll.
3. Menghemat devisa Negara yang cukup besar karena berkurangnya impor fruktosa dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain.

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Letak geografis dari suatu pabrik akan mempengaruhi kegiatan pabrik

tersebut, baik terhadap proses produksinya maupun distribusi produknya. Sehingga, perkembangan dan kelangsungan hidup pabrik tersebut akan terpengaruh juga. Banyak faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam menentukan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik pada umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan orientasi pasar karena hal ini bersifat ekonomis.

Pabrik fruktosa ini direncanakan dibangun di Provinsi Sumatera Selatan lebih tepatnya di daerah Palembang yang lokasinya dapat dilihat pada Gambar 1.5. Daerah ini merupakan daerah kawasan industri, dimana banyak pabrik-pabrik industri yang telah berdiri di kawasan ini. Oleh karena itu, daerah ini merupakan tempat yang strategis untuk dijadikan sebagai lokasi pendirian pabrik fruktosa.



Gambar 1. 5 Peta Lokasi HFS di Kota Palembang
Sumber: Google Earth

Pemilihan lokasi pabrik fruktosa ini sendiri melalui pertimbangan-
 pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan bahan baku

Lokasi penyedia bahan baku yakni tepung tapioka kebanyakan berlokasi dekat dengan pabrik yang direncanakan dibangun seperti yang tertera pada Tabel 1.6. Lokasi ini merupakan lokasi yang paling strategis dan ekonomis dalam pengadaan bahan baku.

Tabel 1. 6 Perusahaan Penghasil Tepung Tapioka

| Nama Perusahaan | Alamat | Kapasitas (Ton/Tahun) |
|---------------------------------------|---|----------------------------------|
| PT Budi Starch & sweet Tbk | Gunung Agung, Kec.Terusan Nunyai, Kab. Lampung Tengah | 885.000 |
| PT Bumi Sumatra Tapioka | Dusun II, Desa Kota Tengah, Dolok Masihul, Kabupaten Serdang Bedagai, Sumatera Utara | 10.000 |
| PR Pabrik Tapioka Dharma Jaya | Desa Sriwijaya, Sriwijaya Mataram, Bandar Mataram, Kabupaten Lampung Tengah, Lampung | 2.700 |
| PT Delisari murnitapioka | Jl. Kisaran Km.6 Dusun II, Paya Pasir, Tebing Syahbandar, Kabupaten Serdang Bedagai, Sumatera Utara | 20.000 |
| PR Pabrik Tepung Tapioka Way Raman | Kampung Sriwijaya Mataram, Bandar Mataram, Kab. Lampung Tengah, Lampung | 1.125 |
| Total | | 918.825 |

Sumber: Kementerian Perindustrian 2024

2. Sarana transportasi

Lokasi pabrik yang berada di Sumatera Selatan berlokasi di Kota Palembang yang berdekatan dengan Sungai dan konstruksi jalan yang cukup baik sehingga lokasi ini dapat mudah dijangkau oleh transportasi darat.

3. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja yang terampil juga diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi. Tenaga kerja dapat direkrut dari daerah Palembang dan sekitarnya di pulau Sumatera atau juga dapat pula dari berbagai daerah di Indonesia dengan mengutamakan putra-putri daerah setempat sebagai tenaga kerja.

4. Penyediaan utilitas

Utilitas seperti kebutuhan air dipasok dari Sungai Musi. Sementara itu, untuk kebutuhan listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (Persero) yang berada disekitar pabrik.

1.4. Tinjauan Pustaka

Proses Pembuatan *High Fructose Syrup* (HFS) dari Tepung tapioka

HFS umumnya dibuat dari pati melalui proses hidrolisis. Adapun jenis pati yang biasa digunakan sebagai bahan baku pembuatan HFS antara lain tapioka, sagu, pati jagung, dan pati umbi-umbian. Secara garis besar, ada dua tahap proses dalam pembuatan HFS yakni hidrolisis pati menjadi glukosa yang kemudian dilanjutkan dengan proses isomerasi glukosa menjadi fruktosa. Fruktosa dibuat dalam bentuk cair sehingga disebut HFS. Berikut merupakan beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses pembuatan HFS:

1. Proses hidrolisis pati menjadi glukosa

Pati yang diperoleh dari tepung tapioka dihidrolisis untuk menghasilkan glukosa. Ada tiga metode hidrolisis yang dapat dipilih untuk tujuan tersebut, yaitu:

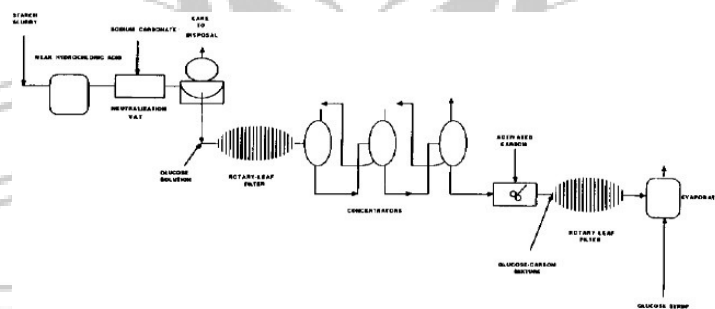
a. Hidrolisis dengan menggunakan asam

Proses hidrolisis pati dengan menggunakan asam ditemukan pertama kali oleh Kirchoff pada tahun 1811, tetapi produksi secara komersial terlaksana pada tahun 1850. Asam yang biasa digunakan untuk proses ini antara lain adalah asam sulfat, asam klorida, dan asam fosfat. Dalam proses ini asam berfungsi sebagai katalis yang dapat mempercepat terbentuknya produk. Dalam industri umumnya digunakan asam klorida sebagai katalisator. Pemilihan ini didasarkan bahwa garam yang terbentuk setelah penetralan hasil dengan soda abu (Na_2CO_3) merupakan garam yang tidak berbahaya yaitu garam dapur (NaCl). Jumlah garam NaCl yang terbentuk pun relatif kecil dan biasanya dibiarkan karena tidak mempengaruhi rasa sirup yang dihasilkan (Kriswiyanti, 2006 dalam Purba, D.S.). Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan asam adalah sebagai berikut:



Pada proses konversi asam, *slurry* pati (biasanya mempunyai kandungan bahan kering antara 30–40% (berat kering) diasamkan sampai pH 2 atau lebih rendah dengan waktu, temperatur, dan tekanan tertentu. Temperatur yang lebih tinggi dan bertekanan akan mengurangi waktu reaksi. Ketika

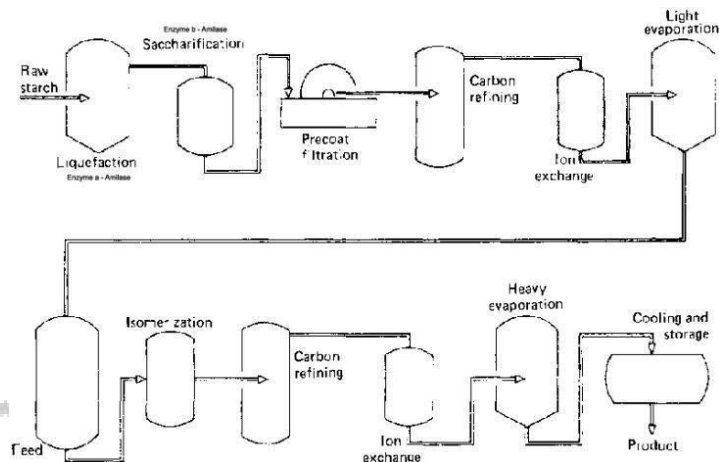
konversi yang diinginkan sudah tercapai, temperatur dan tekanan direduksi dan reaksi dihentikan dengan menambahkan *neutralizing agent* (biasanya *Sodium carbonate*) untuk menaikkan pH menjadi 4–5,5. Keuntungan menggunakan hidrolisis asam antara lain adalah: 1) proses operasi singkat; dan 2) Asam yang digunakan untuk hidrolisis mudah didapat dan tersedia di dalam negeri. Sedangkan kekurangan menggunakan hidrolisis asam antara lain adalah: 1) menghasilkan konversi yang cukup rendah (DE sekitar 40–45%); 2) memerlukan peralatan yang tahan korosi; 3) menghasilkan sakarida dengan spektra-spektra tertentu saja karena proses hidrolisis secara acak; dan 4) dapat menyebabkan degradasi karbohidrat maupun kombinasi produk degradasi yang mempengaruhi warna, rasa, dan masalah teknis lainnya.



Gambar 1.6 Flowsheet Hidrolisis Asam

b. Hidrolisis dengan menggunakan enzim-enzim

Penggunaan enzim dalam industri gula dari pati mulai dirintis sejak penemuan enzim α -amilase dari *Bacillus Subtilis* oleh Fukumoto pada tahun 1940. Hidrolisis pati dengan menggunakan enzim dilakukan dengan dua jenis enzim yaitu enzim α -amilase dan gluokoamylase (amilglukosidase).



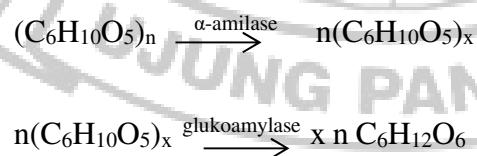
Gambar 1.7 Flowsheet Hidrolisis Enzim

Amilase terdiri atas 3 jenis yaitu α -amilase, β -amilase, dan glukoamilase. α -amilase bekerja dengan memutus ikatan α -1,4-glikosidik pada rantai lurus amilum sehingga menghasilkan glukosa dalam konfigurasi alpha, maltosa dan dekstrin. Enzim β -amilase bekerja dengan memecah ikatan α -1,4 glikosidik dan tidak mampu melewati ikatan percabangan α -1,6-glikosidik sehingga menghasilkan maltose dalam konfigurasi beta. Enzim glukoamilase bekerja dengan menghidrolisis ikatan α -1,4 dan α -1,6 glikosidik dari gugus non pereduksi sehingga menghasilkan D-glukosa (Moo Yong, 1985 dalam Purba, D.S.).

Enzim α -amilase digunakan pada proses likuifikasi, sedangkan enzim glukoamilase digunakan pada proses sakarifikasi. Enzim α -amilase tahan pada suhu tinggi yang dibutuhkan untuk proses gelatinase pati secara sempurna. Enzim α -amilase yang tahan terhadap suhu tinggi ditambahkan pada *slurry* pati disertai kalsium (CaCl_2) sebagai *stabilizer enzyme* yang telah diatur pH nya (6– 6,5). pH < 6,3 lebih dipilih untuk mencegah pembentukan maltosa yang tidak dapat dikonversi secara

enzimatik menjadi glukosa, dimana pembentukan maltosa akan mengurangi yield glukosa. Selain itu, telah diperkenalkan kondisi operasi baru bahwa enzim α -amilase mampu melikuifikasi pati pada pH 4,5 tanpa membutuhkan penambahan kalsium, hal tersebut mampu mengurangi biaya bahan kimia dan pemurnian. Prosesnya adalah *slurry* dipanaskan, biasanya dengan injeksi *steam* secara langsung pada 103⁰–107⁰C selama 5–10 menit untuk likuifikasi pati secara sempurna, kemudian 1–2 jam pada 95⁰C untuk meningkatkan nilai DE antara 10–15. Temperatur dan pH diatur dan disesuaikan dengan enzim yang digunakan untuk *secondary conversion* (proses sakarifikasi). Hidrolisis enzim-enzim dapat meningkatkan yield glukosa dan menurunkan kebutuhan pemurnian. Kandungan glukosa maksimum selama proses sakarifikasi juga ditentukan oleh kandungan solid pada *slurry*, dengan kandungan solid 30% wb biasanya glukosa yang dihasilkan adalah 96% db. Dengan menurunkan kandungan solid 10–12% wb akan meningkatkan glukosa yang didapat menjadi 98–99% wb/db.

Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan enzim-enzim adalah sebagai berikut:



Kelebihan dari hidrolisis enzim-enzim adalah sebagai berikut:

- Menghasilkan konversi glukosa yang lebih besar yaitu 97%

- Dapat mengurangi kerusakan produk yang timbul dari *reverse reaction* selama proses konversi
- Dapat mempertahankan rasa dan aroma bahan dasar
- Tidak menyebabkan korosi pada peralatan
- Biaya energi untuk konversi lebih rendah
- Menghasilkan yield 20% lebih tinggi dari pada yang dihasilkan dengan hidrolisis asam-enzim
- Mengurangi *discoloration*
- Mengurangi biaya purifikasi sirup

Kekurangan hidrolisis enzim-enzim adalah sebagai berikut:

- Membutuhkan kondisi operasi yang berbeda untuk setiap enzim
- Kebutuhan enzim banyak
- Kebutuhan enzim dipenuhi dengan impor enzim yang dibutuhkan

c. Hidrolisis dengan menggunakan asam dan enzim

Hidrolisis dengan katalis gabungan ini diperkenalkan pertama kali oleh Langlois & Dale pada tahun 1940. Dalam proses hidrolisis dengan katalis kombinasi ini, pada awalnya dilakukan hidrolisis parsial dengan menggunakan enzim amilolitik (Tjokroadikoesoemo, 1986).

Hidrolisis dengan menggunakan asam (*preliminary*) dan enzim (*secondary*) menyebabkan *range* nilai DE naik turun. Setelah hidrolisis dengan asam (*preliminary*) temperature diturunkan dan pH dinaikkan. DE yang lebih tinggi menurunkan yield glukosa selama hidrolisis dengan enzim (keberadaan asam menghambat konversi enzimatik), sementara

dengan DE lebih rendah dari 10 dapat menyebabkan *starch retrogradation* yang dapat menyebabkan permasalahan dalam proses penguraian. Jika kandungan glukosa maksimum bukan merupakan tujuan, nilai DE yang lebih tinggi biasanya dipilih dan sirup dapat diuraikan dengan cepat setelah hidrolisis asam tanpa menghilangkan komponen tidak terlarut selama konversi enzimatik. Jika komponen tidak terlarut dihilangkan, hidrolisis asam tidak diperlukan karena hidrolisis asam dapat dikonversi secara enzimatik secara kontinyu.

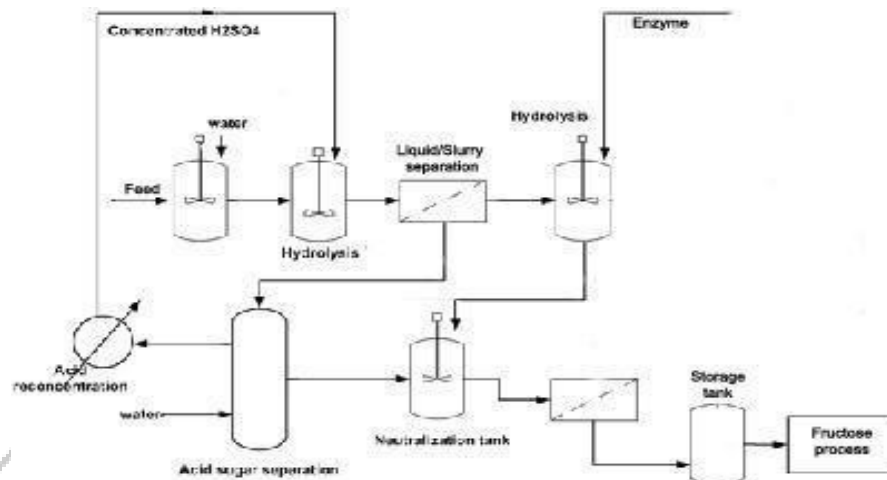
Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan asam-enzim adalah sebagai berikut.

Reaksi dengan asam (*preliminary*):



Reaksi dengan enzim (*secondary*):





Gambar 1. 8 Flowsheet Hidrolisis Asam-Enzim

2. Proses isomerasi glukosa menjadi fruktosa

Proses isomerasi glukosa menjadi fruktosa dilakukan dengan penambahan enzim glukoisomerase.

Persamaan reaksi :



Pemilihan proses yang digunakan pada suatu pabrik fruktosa yang akan dibangun perlu mempertimbangkan beberapa aspek atau kriteria guna menjamin keberlanjutan industri tersebut. Adapun kriteria proses dimaksud antara lain:

1. Proses yang dipilih merupakan proses yang komersial dalam arti telah banyak digunakan.
2. Proses menggunakan alat yang telah dikenal dan umum digunakan serta mudah dioperasikan dan diperbaiki.
3. Menggunakan peralatan seminimal mungkin guna menekan besarnya biaya investasi.
4. Proses dirancang untuk menghasilkan efisiensi yang tinggi dengan

kadar fruktosa yang setinggi mungkin.

5. Proses beroperasi pada tekanan rendah, hal ini dimaksudkan untuk mengurangi biaya yang tinggi.

Proses hidrolisis pati dilakukan dengan tiga metode yaitu dengan metode hidrolisis asam, asam-enzim, dan enzim-enzim. Berikut merupakan perbandingan metode hidrolisis pati.

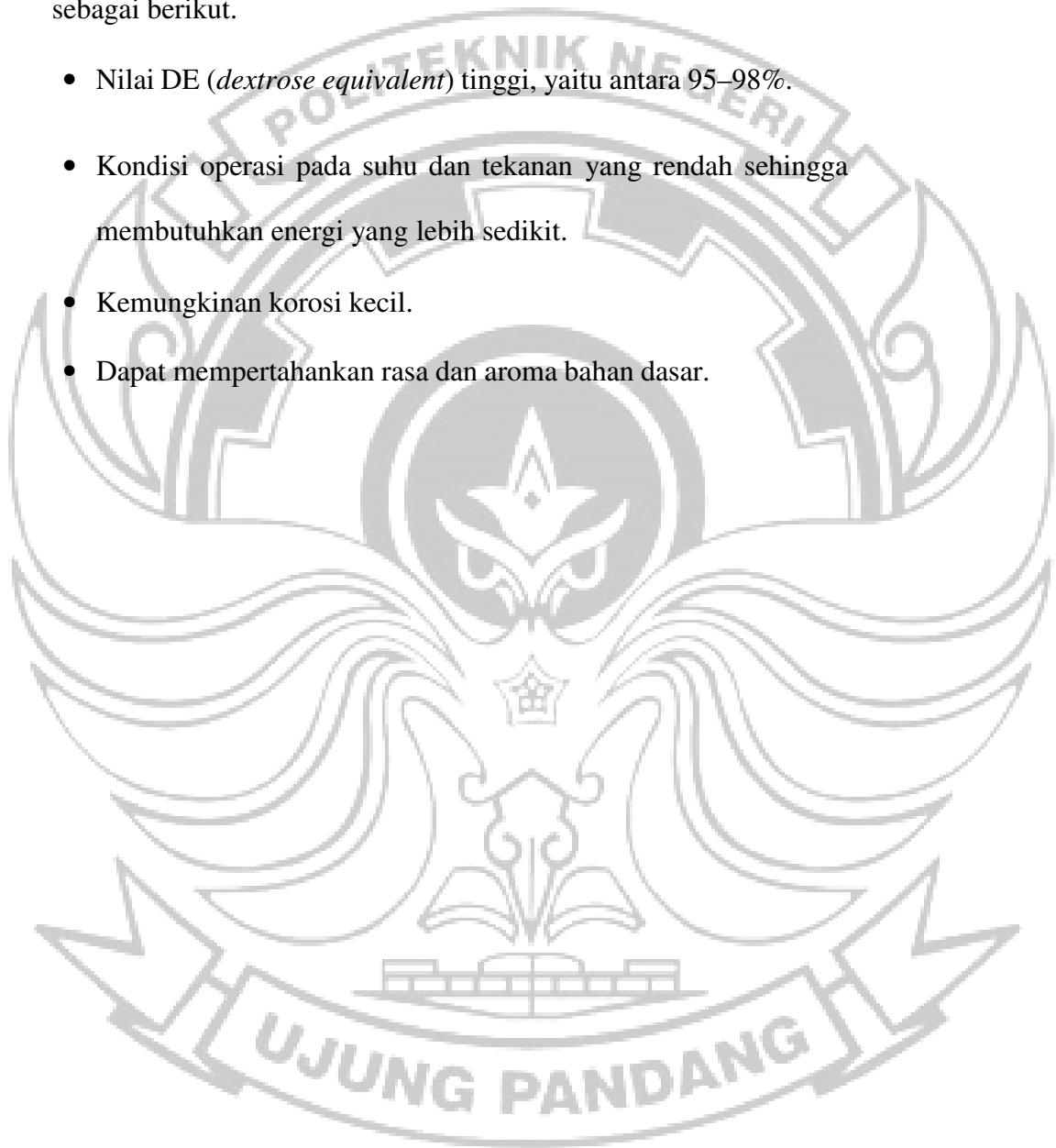
Tabel 1.7 Perbandingan Beberapa Proses Hidrolisis Pati

| No. | Uraian | Metode Hidrolisis | | |
|-----|-------------------|-------------------|------------|-------------|
| | | Asam | Asam-Enzim | Enzim-Enzim |
| 1 | Kondisi Operasi : | | | |
| | • Tekanan (atm) | 3 | 1-3 | 1 |
| | • Suhu (°C) | 140-160 | 60-140 | 60-105 |
| | • pH | 2,3 | 1,8-2 | 4,5-6 |
| 2 | Proses : | | | |
| | • DE (%) | 30-55 | 63-80 | 95-98 |
| | • Daya Korosi | Tinggi | Tinggi | Rendah |
| 3 | Aspek Ekonomi : | | | |
| | • Kebutuhan Massa | Banyak | Banyak | Sedikit |
| | • Biaya Peralatan | Mahal | Mahal | Murah |
| | • Energi | Besar | Besar | Kecil |
| | • Investasi | Tinggi | Tinggi | Rendah |

Sumber: Tjokroadikoesoemo, 1986

Proses hidrolisis di atas memiliki kelebihan dan kekurangannya masing-masing, setelah mencermati kelebihan dan kekurangan tersebut, maka dipilih proses hidrolisis dengan menggunakan enzim-enzim dengan pertimbangan sebagai berikut.

- Nilai DE (*dextrose equivalent*) tinggi, yaitu antara 95–98%.
- Kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang rendah sehingga membutuhkan energi yang lebih sedikit.
- Kemungkinan korosi kecil.
- Dapat mempertahankan rasa dan aroma bahan dasar.



BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Singkong atau ubi kayu atau ketela pohon (*Manihot esculenta* Crantz) merupakan salah satu sumber karbohidrat lokal Indonesia yang menduduki urutan ketiga terbesar setelah padi dan jagung. Tanaman ini merupakan bahan baku yang paling potensial untuk diolah menjadi tepung (Zarkasie et al., 2017). Dilihat dari manfaatnya, tanaman ketela pohon atau singkong mempunyai banyak keunggulan karena semua bagian tanaman ketela pohon/singkong mempunyai manfaat dalam kehidupan sehari-hari.

Dibandingkan dengan tepung jagung, kentang, dan gandum atau terigu, komposisi zat gizi tepung tapioka cukup baik, tapioka juga digunakan sebagai bahan bantu pewarna putih.

Tabel 2 1 Perbandingan Komposisi Tepung Jagung

| Komposisi | Jenis tepung | | | | |
|-----------------|--------------|---------|--------|--------|---------|
| | Jagung | Kentang | Gandum | Terigu | Tapioka |
| Karbohidrat (%) | 82,42 | 20,1 | 72 | 80 | 87,87 |
| Air (%) | 7,68 | 77 | 11 | 12 | 7,80 |
| Protein (%) | 8,27 | 1,9 | 13,2 | 6 | 1,60 |
| Lemak (%) | 0,43 | 0,1 | 2,84 | 1 | 0,51 |
| Abu (%) | 1,20 | 0,9 | 0,96 | 1 | 2,22 |
| Total | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |

(Sumber : Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI, 2003)

Tapioka yang diolah menjadi fruktosa sangat diperlukan oleh berbagai industri, antara lain industri yang memproduksi produk minuman ringan, produk farmasi, minuman buah, selai, permen dan sirup. Hasil dari tepung tapioka ini lebih halus dibandingkan dengan pati. Kualitas tapioka sangat ditentukan oleh beberapa faktor, yaitu (Radiyah, 1990 dalam Rachman):

1. Warna tepung; tepung tapioka yang baik berwarna putih.
2. Kandungan air; tepung harus dijemur sampai kering benar sehingga kandungan airnya rendah.
3. Banyaknya serat dan kotoran; usahakan agar banyaknya serat dan kayu yang digunakan harus yang umurnya kurang dari 1 tahun karena serat dan zat kayunya masih sedikit dan zat patinya masih banyak.
4. Tingkat kekentalan; usahakan daya rekat tapioka tetap tinggi. Untuk ini hindari penggunaan air yang berlebih dalam proses produksi.

Pengolahan ubi kayu menjadi tepung tapioka oleh masyarakat (kebutuhan rumah tangga) dan industri kecil banyak dilakukan di AmerikaLatin, Afrika, Asia Selatan dan Tenggara, termasuk di Indonesia. Dari 1000 kg ubi kayu yang telah bersih dan terkupas kulitnya (kandungan bahan kering 35%) dapat menghasilkan tepung tapioka sebanyak 252 kg (kandungan bahan kering 88%), di dalam bahan kering tepung terkandung juga protein (0,2%) dan abu (0,15%) (Purwandari, 2009). Meskipun tepung tapioka tidak termasuk di dalam golongan amilopektin, namun tepung tapioka memiliki sifat-sifat yang sangat mirip dengan amilopektin. Misalnya, dalam bentuk pasta amilopektin menunjukkan kenampakan yang sangat jernih, tidak mudah menggumpal pada

suhu normal, memiliki daya pemekat yang tinggi, tidak mudah pecah atau rusak, suhu gelatinisasi lebih rendah. Tahap-tahap pengolahan tepung tapioka dipabrik besar dapat dibagi menjadi: pengolahan pendahuluan, pemisahan atau ekstraksi pati, dan pengolahan penyelesaian.

2.1.2 Spesifikasi Produk

Sirup fruktosa dibuat dari glukosa melalui proses isomerisasi menggunakan enzim glukosa isomerase. Sirup fruktosa memiliki tingkat kemanisan (*relative sweetness*) 2,5 kali lebih besar dibanding sirup glukosa dan 1,4–1,8 kali lebih tinggi dibanding gula sukrosa (Purwandari, 2009).

Tabel 2. 2 Tingkat Kemanisan Relatif Beberapa Jenis Gula

| | |
|-------------------------|-----|
| Fruktosa | 150 |
| Sukrosa | 100 |
| Dekstrosa | 68 |
| Maltosa | 30 |
| Sirup Glukosa DE 64 | 49 |
| Sirup Glukosa DE 42 | 33 |
| HFS 42 | 88 |
| 50% HFS dan 50% Sukrosa | 98 |

Sumber : Berghmans dan Aschengreen (1980)

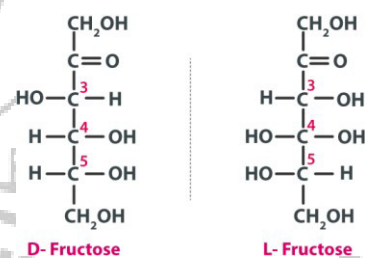
Meskipun memiliki tingkat kemanisan yang lebih tinggi, tetapi sirup fruktosa memiliki indeks glikemik lebih rendah (32 ± 2) dibanding glukosa (138 ± 4), sedangkan sukrosa memiliki indeks glikemik sebesar 87 ± 2 . Oleh sebab itu sirup fruktosa bisa untuk pemanis penderita diabetes. Sirup fruktosa akan terasa lebih manis bila dalam keadaan dingin (Richana, 2006). Berdasarkan keunggulan sirup fruktosa maka pemanfaatan fruktosa tidak hanya

untuk penderita diabetes, tetapi juga untuk produk minuman ringan, sirup, jeli, jam, koktail, dan sebagainya.

HFS (High Fructose Syrup) dibuat dengan cara enzimasi pati secara bertingkat, dengan memanfaatkan enzim α amylase, amyloglukosidase dan isomerase. Hasil yang didapat berupa sirup (72-75%) yang mengandung 52-55% glukosa, 42-45% fruktosa dan sekitar 3% maltosa dan isomaltosa, karena pembuatannya HFS merupakan sirup yang sangat murni, bebas dari kandungan logam-logam berat, sisa asam, maupun jasad renik, warnanya sangat jernih sehingga sangat sesuai dengan kepentingan industri (Tjokroadikoesomo, 1986).

Fruktosa secara fisiologis sangat cepat bereaksi, sehingga dapat menjadi suatu aktivator gula dalam metabolisme. Bahan baku untuk pengolahan HFS adalah sirup dekstrosa yang dihasilkan melalui cara pengenceran, dekstrinasi dan sakarifikasi pati memakai katalisator sistem enzim (Tjokroadiekoesoemo, 1993).

Adapun struktur molekul fruktosa digambarkan sebagai berikut.



Gambar 2. 1 Struktur Fruktosa
(Sumber <https://byjus.com>)

2.1.3 Kegunaan Produk Fruktosa

HFS dapat digunakan secara parsial ataupun menyeluruh sebagai pengganti gula tebu (*sucrose*) atau gula *inverse* pada makanan yang dapat

menghasilkan rasa manis dan dapat meningkatkan cita rasa. Selain itu HFS digunakan pada industri minuman (*soft drink*), industri kue, manisan, industri makanan, produk susu, bahan produk farmasi dan lain-lain.

Penggunaan HFS mempunyai fungsi sebagai berikut:

a. Freezing Point

Fruktosa mempunyai *freezing point* yang tinggi. Ini menjadi alasan penggunaan fruktosa sebagai pemanis pada makanan-makanan beku seperti *yogurt* beku dan *ice cream*. *Freezing point* yang tinggi pada fruktosa membuat produk mempunyai tekstur yang halus.

b. Fruit Flavor

Fruktosa disebut juga dengan gula buah karena ketika digunakan pada produk akan memberikan rasa buah seperti pada *fruit flavored yogurt*.

c. Glycemic Index rendah

Fruktosa mempunyai *glycemic index* yang rendah yang menyebabkan makanan atau produk mempunyai *glycemicload* yang rendah. *Glycemicload* adalah jumlah yang menunjukkan bagaimana makanan atau produk tertentu akan mempengaruhi kadar gula darah.

d. Stabilator

Fruktosa mempunyai kestabilan yang tinggi dan digunakan untuk meningkatkan cita rasa produk yang mempunyai stabilitas yang tinggi.

2.1.4 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

1. Bahan Baku

a) Tepung Tapioka

Sifat Fisik (Perry, 1997)

| | |
|-------------------------|--|
| Formula | : (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀ |
| Berat Molekul | 162000 |
| <i>Specific gravity</i> | : 1,50 mul |

Sifat Kimia (Hendriani, 2018)

Karakteristik sifat kimia tepung tapioka terbaik yaitu pada varietas ketan kulit merah dengan keunggulan kadar air 14,15%, kadar abu 0,63%, kadar pati 86%, amilosa 11,80 % dan amilopektin 73,33%, dan kualitas tepung tapioka telah memenuhi standar SNI tepung tapioka.

b) Enzim α -amilase (Uhlig, 1998)

- Nama : Optitherm-L 420 [SOEG] atau Taka-Therm [SOE]
- Fase : Cair
- Berat molekul : 28.000 dalton
- Energi aktivasi : $5,1 \times 10^5$ J/mol
- Kofaktor : Na⁺, Ca²⁺, Mg²⁺ aktif
- Aktivitas : Pada konsentrasi 30-40% *slurry* pati, temperatur reaksi hingga 110°C
- Inhibitor : NO₃⁻, F⁻, S₂O₃²⁻, MoO₄⁻
- Inaktivasi : pH 3,5-4,0 dan inkubasi selama 5-30 menit pada 90°C
- Lama operasi : 2-3 jam
- pH operasi : 6,3 - 6,5
- Dosis : 0,5 – 0,8 liter/ton pati

c) Enzim Glukoamilase (Uhlig, 1998)

- Nama : Optidex-L 300 [SOEG] atau Diazyme-L [SOE]
- Fase : Cair
- Dosis : 0,6 – 0,7 liter/ton pati
- Densitas : 1,25 gr/ml
- Suhu optimal : 60 °C
- Lama operasi : 48 - 72 jam
- pH optimum : 4,0

d) Enzim Glukoisomerase (Uhlig, 1998)

- Nama : Sweetzyme (*Bacillus coagulans*),
- Bentuk : granular
- Suhu optimal : 60 – 65°C
- Lama operasi : 15 menit
- pH optimal : 8,0 – 8,5
- Dosis : 1 g/kg glukosa
- Densitas : 0,33 kg/L
- Aktivator : ion Mg^{2+} ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$)
- Inhibitor : ion Ca^{2+}
- Stabilisator : Co^{2+} , SO_3^-

e) Hydrogen Chloride (HCl)

Sifat Fisik (Perry, 1997)

- Berat molekul : 36,47 g/mol
- Densitas : 1,268 kg/L

Titik didih : -85°C

Titik lebur : -111°C

Sifat Kimia (Greenwood, et.al. 1997)

- Bersifat volatil
- Merupakan asam kuat
- Larut dalam air
- Mudah mengembun
- Dapat teroksidasi oleh oksidator kuat

f) Calcium Chloride (CaCl_2)

Sifat Fisik (Perry, 1997)

Berat molekul : 110,99 g/mol

Densitas : 2,152 kg/L

Titik didih : $>1600^{\circ}\text{C}$

Titik lebur : 772°C

Sifat Kimia (Patnaik, 2003)

- Bersifat higroskopis
- Larut dalam asam asetat, etanol, dan aseton
- Larutan, tidak seperti senyawa kalsium lainnya yang tidak dapat larut
- Kalsium klorida dapat berdisosiasi
- Mempunyai rasa seperti garam sehingga dapat digunakan sebagai bahan untuk makanan.

g) Sodium Hydroxide (NaOH)

Sifat Fisik (Perry, 1997)

Berat molekul : 40.00 g/mol

Densitas : 2,130 kg/L

Titik didih : 1390°C

Titik beku : 318,4 °C

Sifat Kimia (Patnaik, 2003)

- Sebagai agen titrasi asam-basa
- Higroskopis
- Sangat korosif
- Cepat menyerap CO₂ dan air dari udara
- Sangat larut dalam air (110 g / 100 mL pada suhu kamar)

h) Magnesium Sulfat (MgSO₄)

Sifat Fisik (Perry, 1997)

Berat molekul : 120,38 g/mol

Densitas : 2,66 kg/L

Titik beku : 1185°C

Sifat Kimia (Patnaik, 2003)

- Larut dalam air, aseton dan sedikit larut dalam eter
- Merupakan garam anhidrat

2.1.5 Produk atau Syrup Fruktosa (International Starch Institute, 2015)

Campuran glukosa, fruktosa, dan sejumlah kecil oligosakarida dikenal secara komersial sebagai *High Fructose Syrup* (HFS). Tiga kategori HFS pada umumnya: HFS 90, HFS 42, dan HFS 55. Proses isomerisasi umumnya hanya dilakukan sampai diperoleh HFS 42.

Diantara jenis-jenis gula yang dapat terbuat dari pati, sirup fruktosa dengan kandungan fruktosa yang berkisar 42-90% merupakan alternative yang cukup menarik karena :

- Fruktosa lebih manis dibandingkan gula-gula lain dan kemanisnya bersifat sinergis, terutama dengan sukrosa dan siklamat.
- Mudah mengalami reaksi pencoklatan karena fruktosa merupakan gula pereduksi yang paling efektif terhadap asam amino. Fruktosa lebih mudah terkaramelisasi karena titik didihnya lebih rendah.
- Fruktosa lebih mudah terkristalisasi.
- Viskositasnya lebih rendah sehingga mudah dilarutkan atau dicampurkan dengan pemanis lain.

Sifat Fisik dan kimia HFS-42

- Fase : Cair
- Warna : Bening kekuningan
- Rumus Molekul : $C_6H_{12}O_6$ atau $CH_2OH(CHOH)_3COCH_2OH$
- Berat Molekul : 180,16 g/mol
- Viskositas : 160 cP

2.2 Spesifikasi Konsep Proses

2.2.1 Mekanisme Reaksi

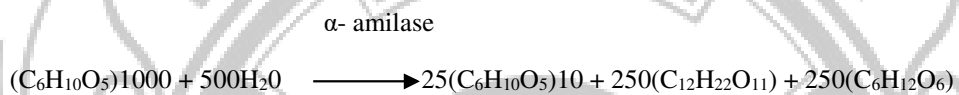
Ada tiga mekanisme yang terjadi yaitu, mekanisme reaksi hidrolisa pati menjadi dekstrin dalam proses likuifikasi, mekanisme proses sakarifikasi dekstrin menjadi glukosa, dan mekanisme proses isomerisasi glukosa menjadi fruktosa.

2.2.2 Tinjauan Thermodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk menunjukkan sifat dari reaksi dan kesetimbangan reaksi yang terjadi. Data-data yang digunakan untuk melakukan tinjauan termodinamika yaitu entalpi panas pembentukan dan energy gibbs pada masing-masing bahan baku dan produk.

Reaksi Likuiifikasi

Reaksi likuifikasi berlangsung pada kondisi operasi suhu 95°C tekanan 1 atm secara eksotermis pada fase cair.



$$\Delta H_{298} = \Delta H_{f\ 298} \text{ Produk} - \Delta H_{f\ 298} \text{ Reaktan} \quad \dots(2.1)$$

Jika persamaan tersebut memiliki nilai negatif maka reaksi tersebut adalah reaksi eksotermis dan jika nilai dari persamaan tersebut bernilai positif maka reaksi tersebut endotermis. Untuk mencari nilai ΔH_{298} diperlukan data sebagai berikut:

Tabel 2.3 Senyawa-Senyawa Reaksi pada Reaktor Likuifikasi

| Senyawa | ΔH_f (kJ/mol) | ΔG_f (kJ/mol) |
|---|-----------------------|-----------------------|
| $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ | -951.8 | -1768 |
| $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ | -2226 | -1544.65 |
| $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ | -1273 | -910 |
| H_2O | -241.8 | -230 |

(Sumber : Physical Chemistry)

Perhitungan :

$$\Delta H_{f 298} = (\Delta H_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta H_{f 298} \text{ C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \Delta H_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) - (\Delta H_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta H_{f 298} \text{ H}_2\text{O})$$

$$\Delta H_{f 298} = [25 \times (-9518) + 250 \times (-2226) + 250 \times (-1273)] - [1000 \times (-951.8) + 500 \times (-285.83)]$$

$$\Delta H_{f 298} = -40.000 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan panas reaksi pembentukan menunjukkan bahwa $\Delta H_{R(298 \text{ K})}$ bernilai negatif sehingga terbukti reaksi likuifikasi merupakan reaksi eksotermis atau reaksi yang menghasilkan panas sehingga membutuhkan pendingin.

Penentuan arah reaksi berdasarkan pada energi bebas gibs (ΔG).

$$\Delta G_{f 298} = \Delta G_{f 298} \text{ produk} - G_{f 298} \text{ reaktan} \quad \dots(2.2)$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{f 298} &= (\Delta G_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta G_{f 298} \text{ C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \Delta G_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) - (\Delta G_{f 298} \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta G_{f 298} \text{ H}_2\text{O}) \\ &= [25 \times (-17680) + 250 \times (-1544.65) + 250 \times (-910)] - [1000 \times (1768) + 500 \times (-230)] \\ &= -1.168.894 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Persamaan 2.2 diperoleh nilai energi gibs (ΔG) negatif, maka reaksi tersebut berjalan searah (*irreversible*).

Menghitung konstanta kesetimbangan (K) reaksi likuifikasi

$$\ln K = \frac{\Delta G^{\circ} f}{-R X T} \quad \dots(2.3)$$

Merujuk dari persamaan diatas 2.3, dapat dihitung harga konstanta kesetimbangan yaitu:

$$\ln K = \frac{-1.168.894 \text{ kJ/mol}}{-8.314 \text{ J/mol} \cdot \text{K} \cdot 298 \text{ K}}$$

$$\ln K = 471,79012$$

$$K = 6.156$$

Sehingga ΔG° pada kondisi operasi 95°C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= -R \times T \times \ln K \\ &= -8.314 \times 368 \times 471.79012 \\ &= -1.443.466,405 \text{ kJ/mol.}\end{aligned}$$

2.3 Konsep dan Langkah Proses

Proses pembuatan *High Fructose Sirup* (HFS) dari tepung tapioka terdiri dari beberapa tahapan proses, yakni: a. tahap pembentukan sirup glukosa dari tepung tapioka; b. tahap isomerasi sirup glukosa menjadi sirup fruktosa; dan c. tahap penyelesaian. Berikut ini uraian proses secara rinci setiap tahapan prosesnya.

1. Tahap Pembentukan Sirup Glukosa dari Tepung Tapioka

Tahap pembentukan sirup glukosa terdiri atas beberapa tahap yang meliputi persiapan bahan baku, pencampuran, likuifikasi, sakarifikasi, pemurnian, filtrasi dan pemekatan.

a. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan *High Fructose Sirup* (HFS) adalah tepung tapioka yang disimpan pada tangki penampung tepung tapioka kemudian diangkat dengan menggunakan *belt conveyor* dan *bucket elevator* menuju tangki mixing I.

b. Tahap Pencampuran

Pencampuran larutan pati dengan air pada tangki mixing I hingga menjadi larutan pati 35%. Di tangki mixing I ini terjadi penambahan kofaktor Ca^{2+} (CaCl_2). Penambahan kofaktor Ca^{2+} (CaCl_2) yang berfungsi untuk meningkatkan toleransi range suhu enzim α -amilase. Kadar maksimum Ca^{2+} akan optimum pada 400 ppm Pada proses ini dipilih enzim untuk likuifikasi yaitu Optitherm-L 420 yang berasal dari *Bacillus licheniformis* diproduksi oleh Solvay Enzymes GmbH & Co (SO). Penambahan enzim α -amilase yaitu sebanyak 0,6 liter enzim per 1000 kg pati masuk. Selanjutnya larutan pati tersebut dialirkan ke jet cooker dan kemudian diteruskan ke reaktor likuifikasi. Didalam jet cooker juga diinjeksikan uap baru (live steam) sehingga suspensi pati yang mengalir melewatinya teraduk oleh aliran turbulen dan dengan cepat dipanaskan sampai suhu 105°C . Proses gelatinasi dengan menggunakan jet cooker (steam injection system) pada suhu 105°C bertujuan untuk memecah dan melarutkan pati dengan pemanasan secara kontinyu selama 8 menit. Sebelum masuk ke dalam reaktor likuifikasi dilakukan pendinginan dengan dilewatkan ke dalam tangki pendingin I hingga suhu turun menjadi 95°C kemudian dialirkan ke tangki likuifikasi untuk mengalami proses hidrolisis.

c. Likuifikasi

Proses likuifikasi merupakan tahapan I dari proses hidrolisis pati yang memutus rantai panjang polisakarida pada tepung tapioka menjadi rantai yang lebih pendek yaitu dekstrin (oligosakarida) dengan bantuan enzim α -amilase. Dekstrin terdiri atas campuran oligosakarida yaitu monosakarida, disakarida,

dan trisakarida. Proses ini terjadi di reaktor likuifikasi dengan kondisi operasi pada pH 6 dan suhu operasi pada 95°C selama 2–3 jam. Konversi selesai ditentukan dengan pengukuran DE biasanya 15–16. Setelah itu didinginkan dengan dilewatkan ke dalam tangki pendingin II hingga suhu turun menjadi 60°C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

d. Sakarifikasi

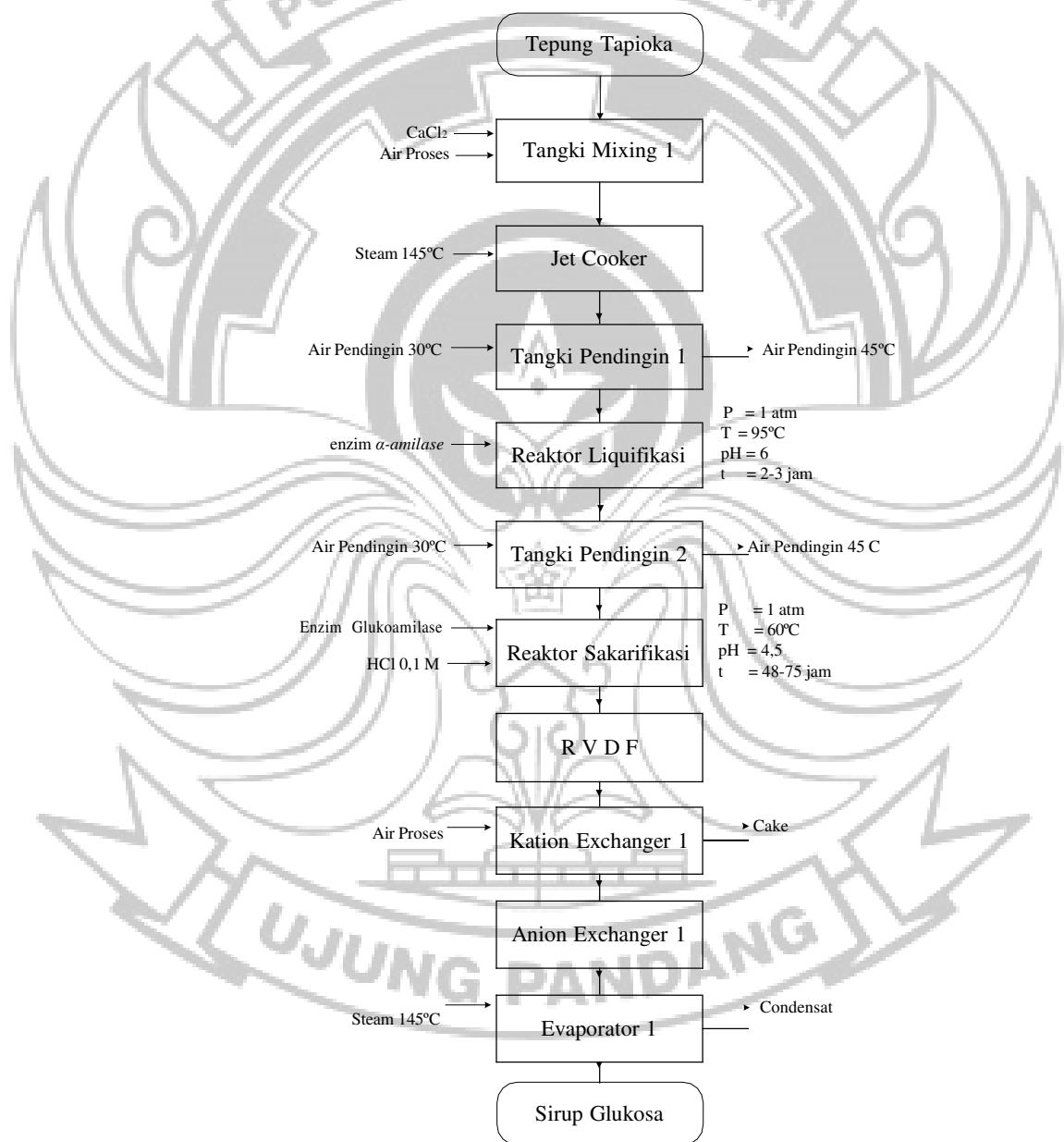
Proses sakarifikasi merupakan tahap II proses hidrolisis pati yang mengubah dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glucoamilase.

Tahapan proses sakarifikasi adalah sebagai berikut:

- Menambahkan larutan HCl untuk menurunkan pH menjadi 4,5 (kondisi optimum glucoamilase) dan menambahkan enzim glucoamilase pada reaktor sakarifikasi. Penambahan enzim glucoamilase yaitu sebanyak 0,6 liter enzim per 1000 kg pati masuk
- Membiarkan selama 48–72 jam agar terjadi proses sakarifikasi dalam reaktor sakarifikasi. Nilai DE optimal dari proses sakarifikasi adalah 97–98. Produk dari hidrolisis tahap II ini adalah 96% glukosa, 2–3% disakarida (maltosa dan isomaltosa) dan 1-2% gula yang lebih tinggi (Uhlig, 1998).

Proses sakarifikasi dilakukan di dalam reaktor sakarifikasi. Reaktor tersebut dilengkapi dengan alat pengaduk dan coil pendingin yang digunakan untuk menjaga suhu di dalam reaktor tetap terjaga di suhu 60°C. Suhu operasi untuk proses sakarifikasi adalah 60°C karena pati mengandung kompleks amilase lipid yang larut pada 100°C. Dari proses sakarifikasi dihasilkan sirup glukosa yang kemudian dilakukan penapisan pada rotary vacuum filter untuk

memisahkan filtrat yang berupa sirup glukosa dengan partikel-partikel kasar yang menggumpal selama proses sebagai lumpur tapisan (cake). Selanjutnya filtrat masuk ke kation exchanger I dan anion exchanger I untuk penghilangan zat-zat mineral. Kemudian dilakukan pemekatan di evaporator I yang menghasilkan sirup glukosa dengan kadar 50%.



Gambar 2. 2 Tahap Pembentukan Sirup Glukosa

2. Tahap Isomerisasi Sirup Glukosa Menjadi Sirup Fruktosa

Proses ini bertujuan untuk mengubah sirup glukosa menjadi sirup fruktosa dengan menggunakan enzim glukoisomerase (glukoisomerasi enzimatik) pada reaktor isomerasi dengan kondisi operasi suhu 60°C dan pH 7,5. Enzim glukoisomerase yang ditambahkan sebanyak 0,6 Liter tiap 1000 kg pati.

Berdasarkan Uhlig (1998), enzim glukoisomerase mampu mengubah 50% D-glukosa menjadi D-fruktosa, reaksinya adalah sebagai berikut:

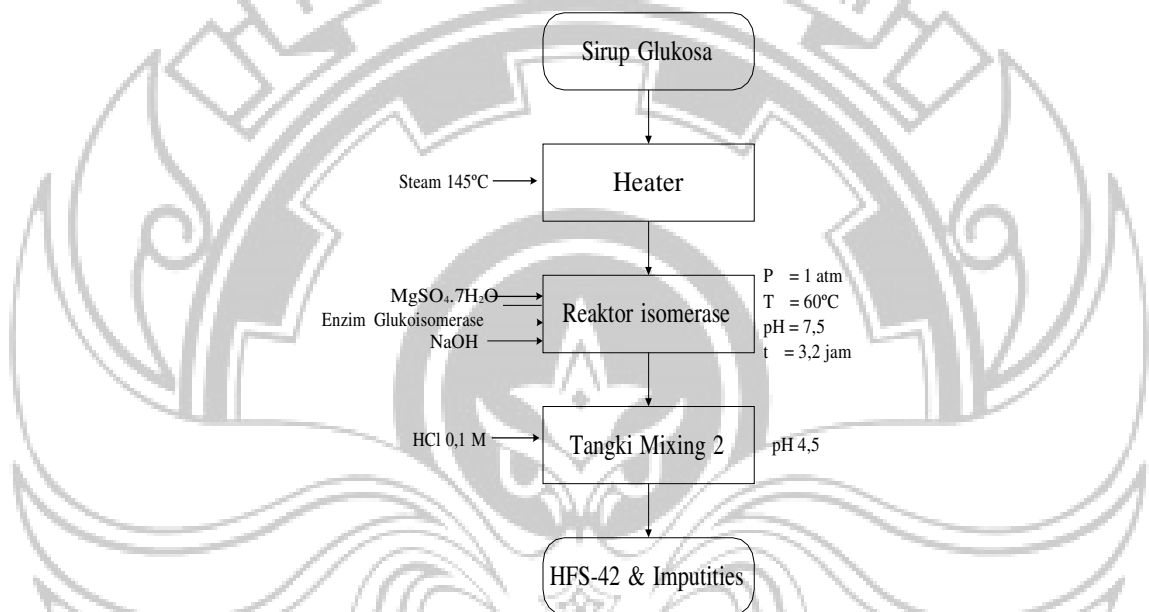


Gambar 2. 3 Proses *Glukoisomerasi*

Sirup glukosa dari evaporator I dialirkan ke reaktor isomerasi. dalam reaktor isomerasi dilakukan penambahan $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ yang merupakan aktivator enzim glukoisomerase. Penambahan aktivator tersebut dapat berpengaruh pada aktivitas substrat menjadi dua kali lipat dibandingkan jika tidak ada penambahan aktivator. Konsentrasi $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ yang ditambahkan adalah 0,1 g/L. Pengaturan pH pada proses ini mempengaruhi produktivitas enzim dan waktu reaksi, pH optimum untuk proses ini adalah 7,5 dan diatur dengan penambahan larutan NaOH. Setelah proses isomerase selesai (telah terbentuk HFS-42) pada reaktor isomerasi, produk di-*drain* (dipompakan) ke tangki mixing II dan ditambahkan HCl untuk menurunkan pH menjadi 4,5.

Penurunan pH dimaksudkan agar tidak terjadi reaksi balik fruktosa menjadi glukosa.

Berdasarkan uraian di atas maka dapat dibuat diagram alir proses pengubahan sirup glukosa menjadi sirup fruktosa menggunakan enzim glukoisomerase adalah sebagai berikut:



Gambar 2. 4 Diagram Alir Pengubahan Sirup Glukosa Menjadi Sirup Fruktosa

3. Tahap Penyelesaian

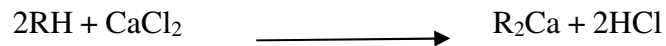
Tahap penyelesaian terdiri dari proses pemurnian, filtrasi, dan pemekatan. Filtrasi bertujuan untuk memisahkan padatan tak larut (seperti protein dan lipid) dari sirup fruktosa dengan menggunakan *filter press*. *Filter press* berfungsi untuk memisahkan karbon aktif, $MgSO_4$, α -amilase, Glukoamilase, dan Glukoisomerase yang terkandung dalam larutan D-fruktosa. Hal ini dilakukan dengan tujuan agar tidak terjadi reaksi balik akibat adanya enzim dan kofaktor yang masih tertinggal (tidak diperlukan).

Unit pemurnian terdiri dari kolom karbonasi untuk penghilangan warna dan *ion exchanger* yang terdiri atas *kation exchanger II* dan *anion exchanger II* yang bertujuan untuk menghilangkan zat-zat mineral dalam sirup atau zat warna yang mungkin lolos dari kolom karbonasi. Selanjutnya proses pemekatan dilakukan di evaporator II untuk mendapatkan produk HFS-42 yang bebas dari impuritas. Untuk menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sirup glukosa, sirup maltosa, HFS, atau turunan-turunan pati lainnya dapat digunakan arang tulang, karbon aktif, atau penukar ion. Zat-zat warna tersebut dapat timbul karena perpecahan gula ataupun bukan gula yang terjadi selama proses berlangsung karena pengaruh pH, suhu, dan waktu. Karbon aktif yang digunakan adalah yang bereaksi netral. Banyaknya karbon aktif yang diperlukan adalah 0,1% bahan kering gula di dalam larutan. Karbon aktif yang digunakan berbentuk tepung halus yang dibubuhkan ke dalam filtrat dan diaduk, maka filtrat bersama-sama dengan karbon aktif yang dibubuhkan diaduk rata didalamnya dan dapat langsung dikirim ke alat penapisan kedua yaitu filter press.

Untuk pelunakan larutan atau sirup digunakan resin penukar ion. Bahan penukar ion ini memiliki ukuran butiran-butiran yang agak kasar (granular). Umumnya resin penukar ion tahan terhadap pengaruh suhu tinggi, tahan terhadap korosi atau pengrusakan oleh asam, basa, ataupun bahan-bahan organik lainnya, serta tahan terhadap tekanan osmosis.

Menurut Tjokroadikoesomo (1986):

Reaksi dari resin penukar kation I:



Digunakan resin penukar kation polyestrin P

Reaksi dari resin penukar anion I dan II:



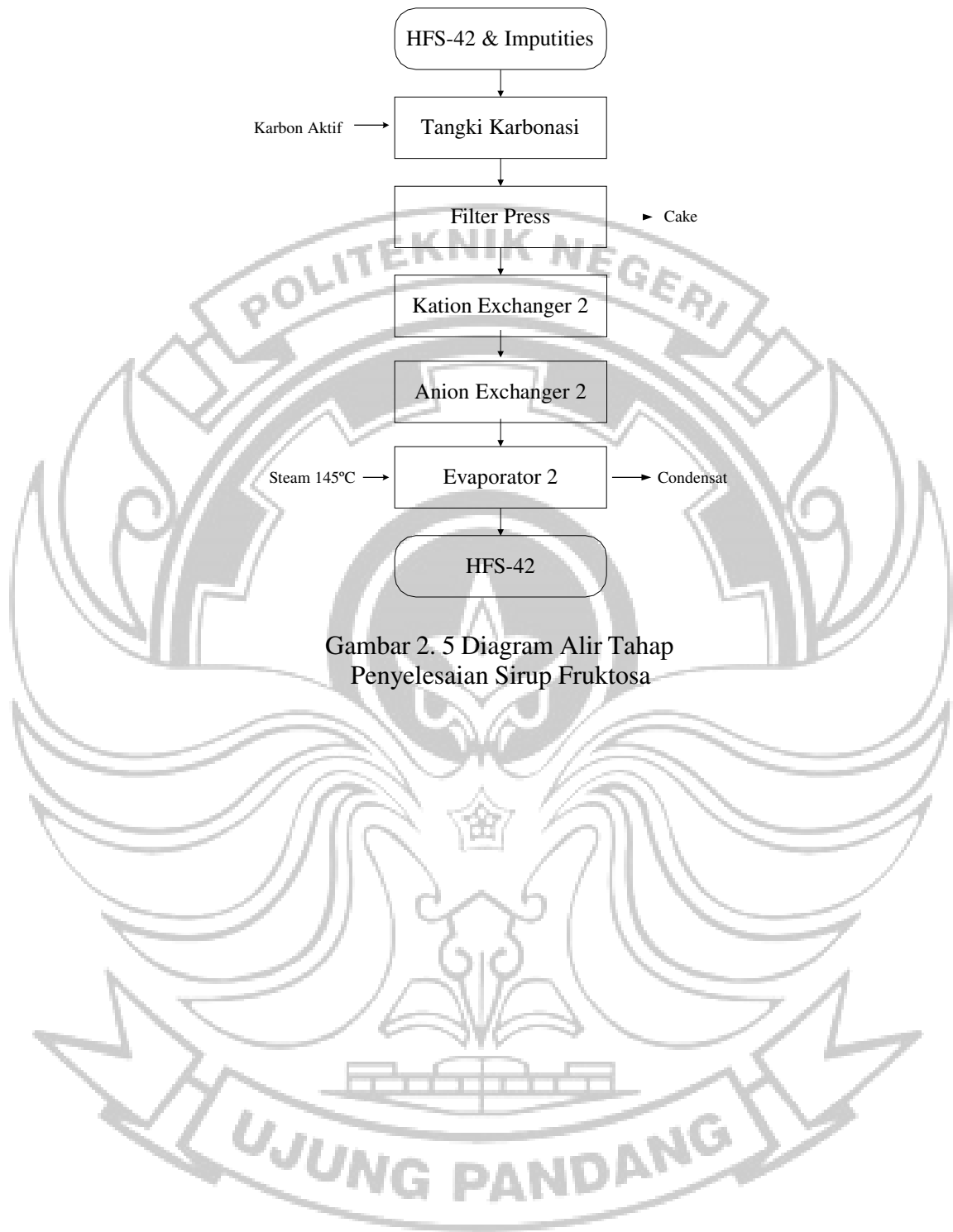
Digunakan resin penukar anion epoxy plyamine

Reaksi dari resin penukar kation II:

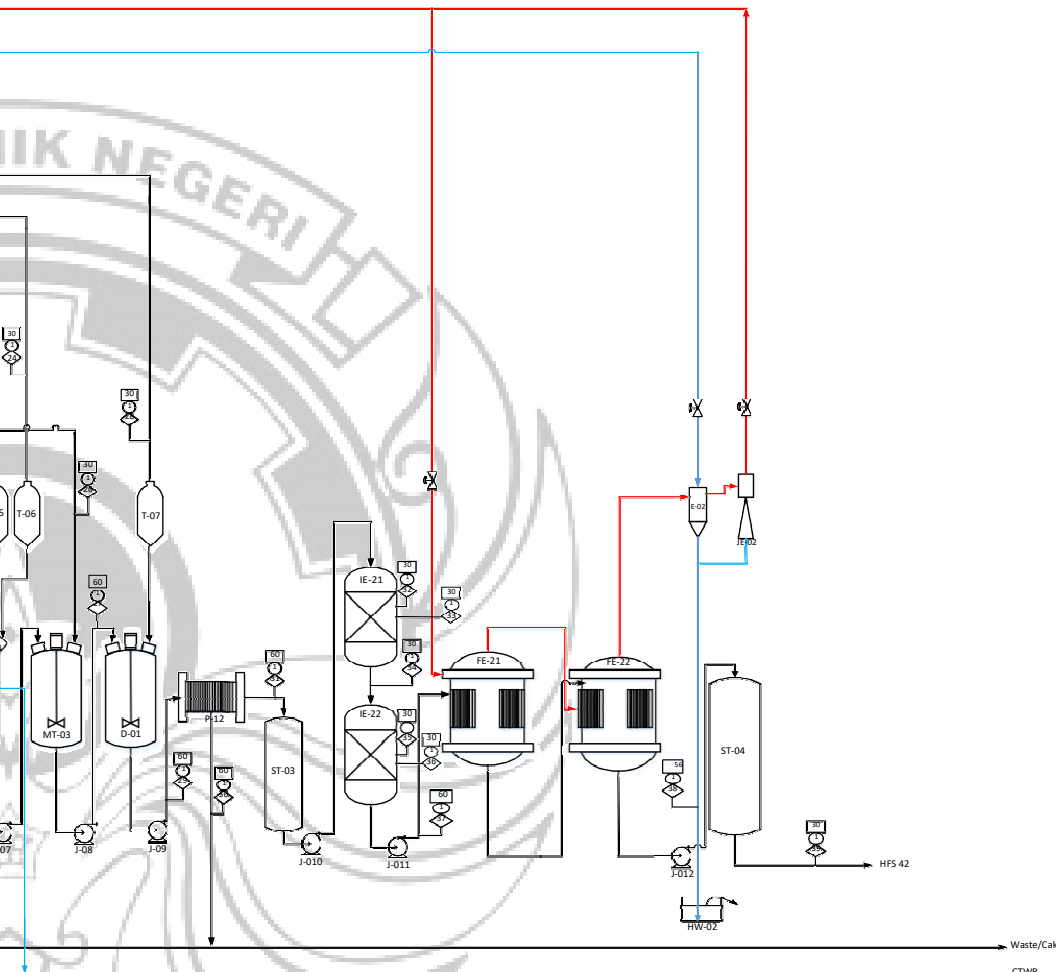


Digunakan resin penukar kation polyestrin P

Sirup murni hasil perlakuan karbon dan penukaran ion tersebut kemudian dipekatkan oleh evaporator II. Untuk keperluan penguapan sirup glukosa, sirup maltosa, atau sirup dekstrosa yang akan diolah lebih lanjut sebagai HFS dan lain- lain, digunakan sistem penguapan bertingkat (*double effect evaporator*). Pada evaporator II berfungsi untuk menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 42%.



Gambar 2. 5 Diagram Alir Tahap Penyelesaian Sirup Fruktosa



| | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|------------|--------|-------------|--------|--------|-------------|------------|-------------|
| 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 |
| | 2.4867 | | 2.4867 | | 2.4867 | 2.4867 | 2.4867 | | | | | | | | | |
| | 11.152.6014 | 7.6958 | 11.160.2972 | | 11.160.2972 | 2.8688 | 11.157.9238 | | | | 11.157.9283 | | | 11.157.9386 | 3.168.7259 | 7989.2127 |
| 0.1178 | 1.8856 | | 1.8856 | | 1.8856 | 1.8856 | | | | | | | | | | |
| | 0.6010 | | 0.6010 | | 0.6010 | 0.6010 | | | | | | | | | | |
| | 2.6163 | | 2.6163 | | 2.6163 | 2.6163 | | | | | | | | | | |
| | 0.5892 | | 0.5892 | | 0.5892 | 0.5892 | | | | | | | | | | |
| | 352.4853 | | 352.4853 | | 352.4853 | 3.5238 | 348.9615 | | | | 348.9615 | | | 348.9615 | | 348.9615 |
| | 2.697.9203 | | 2.697.9203 | | 2.697.9203 | 26.9765 | 2.670.9438 | | | | 2.670.9438 | | | 2.670.9438 | | 2.670.9438 |
| | 0.0828 | | 0.0828 | | 0.0828 | 0.0828 | | | | | | | | | | |
| | 0.0605 | | 0.0605 | | 0.0605 | 0.0589 | | | | | | | | | | |
| | | 0.0236 | 0.0236 | | 0.0236 | 0.0002 | 0.0233 | | | | 0.0233 | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | 0.0103 | | 0.0233 | | |
| | | 1.8267 | 1.8267 | | 1.8267 | 1.8267 | | | | | | | | | | |
| 0.0002 | | 0.0002 | 0.0002 | | 0.0002 | 0.0000025 | 0.0002 | | | | | | | | | |
| | 2.1331 | | 2.1331 | | 2.1331 | 2.1331 | | | | | | | | | | |
| | 8.093.7617 | | 8.093.7617 | | 8.093.7617 | 80.9412 | 8.012.8205 | | | | 8.012.8205 | | | 8.012.8205 | | 8.012.8205 |
| | | | | 11.1606 | 11.1606 | 11.1625 | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | 0.00000371 | | | | | | | |
| | | | | | | | | 0.0002 | | | | | | | | |
| 0.1180 | 2.1331 | 22.309.0508 | 7.7193 | 22.316.7792 | 11.1606 | 22.327.9308 | 137.2531 | 22.190.6777 | 0.00000371 | 0.0002 | 22.190.6775 | 0.0103 | 0.0233 | 22.190.6644 | 3.168.7259 | 19.021.9385 |


| Simbol | Keterangan |
|---------------|----------------------|
| S | Steam |
| WP | Water Proses |
| CTWR | Cooling Water |
| CTWR | Cooling Water Return |
| Waste | Waste |
| Control Valve | Control Valve |
| Control Valve | Control Valve |
| Nomor Arus | Nomor Arus |

| No. | Kode | Keterangan | Jumlah |
|-----|-------|-------------------------------------|--------|
| 1 | ST-01 | Tangki Bahan Baku | 1 |
| 2 | ST-02 | Tangki Penyimpanan Sementara 1 | 1 |
| 3 | ST-03 | Tangki Penyimpanan Sementara 2 | 1 |
| 4 | ST-04 | Tangki Produk (HFS-42) | 1 |
| 5 | C-01 | Belt Conveyor | 1 |
| 6 | C-02 | Bucket Elevator | 1 |
| 7 | MT-01 | Tangki 3 Meing 1 | 1 |
| 8 | MT-02 | Tangki 3 Meing 2 | 1 |
| 9 | MT-03 | Tangki 3 Meing 3 | 1 |
| 10 | CF-01 | Tangki Pendingin 1 | 1 |
| 11 | CF-02 | Tangki Pendingin 2 | 1 |
| 12 | R-01 | Reaktor Likuiditas | 2 |
| 13 | R-02 | Reaktor Sakarifikasi | 4 |
| 14 | R-06 | Reaktor Isuamasi | 4 |
| 15 | T-01 | Tangki Amilase | 1 |
| 16 | T-02 | Tangki Glukomilase | 1 |
| 17 | T-03 | Tangki HCl | 1 |
| 18 | T-04 | MgSO ₄ ·H ₂ O | 1 |
| 19 | T-05 | Tangki NaOH | 1 |
| 20 | T-06 | Tangki Glukomerase | 1 |
| 21 | T-07 | Tangki Karbon Aktif | 1 |
| 22 | F-1.1 | RWD | 1 |
| 23 | F-1.2 | Filter Press | 1 |
| 24 | IE-11 | Kalori Exchanger 1 | 1 |
| 25 | IE-12 | Airco Exchanger 1 | 1 |
| 26 | IE-21 | Kalori Exchanger 2 | 1 |
| 27 | IE-22 | Airco Exchanger 2 | 1 |
| 28 | FE-01 | Evaporator 1 (E&C 1) | 1 |
| 29 | FE-02 | Evaporator 1 (E&C 2) | 1 |
| 30 | FE-21 | Evaporator 2 (E&C 1) | 1 |
| 31 | FE-22 | Evaporator 2 (E&C 2) | 1 |
| 32 | E-01 | Condensor 1 | 1 |
| 33 | E-02 | Condensor 2 | 1 |
| 34 | FE-01 | Jet Ejector | 1 |
| 35 | FE-02 | Jet Ejector | 1 |
| 36 | F-01 | Heater | 1 |
| 37 | D-01 | Tangki Karbonasi | 1 |
| 38 | J-01 | Pompa 1 | 1 |
| 39 | J-02 | Pompa 2 | 1 |
| 40 | J-03 | Pompa 3 | 1 |
| 41 | J-04 | Pompa 4 | 1 |
| 42 | J-05 | Pompa 5 | 1 |
| 43 | J-06 | Pompa 6 | 1 |
| 44 | J-07 | Pompa 7 | 1 |
| 45 | J-08 | Pompa 8 | 1 |
| 46 | J-09 | Pompa 9 | 1 |
| 47 | J-010 | Pompa 10 | 1 |
| 48 | J-011 | Pompa 11 | 1 |
| 49 | J-012 | Pompa 12 | 1 |
| 50 | HW-01 | Hot Well 1 | 1 |
| 51 | HW-02 | Hot Well 2 | 1 |

Digambar Oleh:
 1. Sri Maharani 43120027
 2. Jusnani 43120028

Pembimbing:
 1. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.
 2. Drs. Abdul Aziz, M.T.

PRA RANCANGAN PABRIK HIGH FRUCTOSE SYRUP
 (HFS) KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN BERBAHAN BAKU
 TEPUNG TAPIOKA



PROGRAM STUDI D-4 TEKNOLOGI KEKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 POLITEKNIK NEGERI JUNG PANGASPANG
 MAKASSAR
 2024

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 60.000 ton/tahun
 = 60.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 312 hari/tahun

Rate Produksi = $60.000.000 \text{ kg/tahun} \times \frac{1 \text{ thn}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
 = 8.012,8205 kg/jam

Jika basis yang digunakan 100 kg/jam umpan Tepung Tapioka maka diperoleh HFS sebesar

Faktor Pengali (FP) = $\frac{8.012,8205 \text{ kg/jam}}{67.9902 \text{ kg/jam}}$
 = 117,8526

3.1 Tangki Mixing I

Fungsi : Mencampur tepung tapioka dengan penambahan larutan pengencer (air), dan CaCl₂.



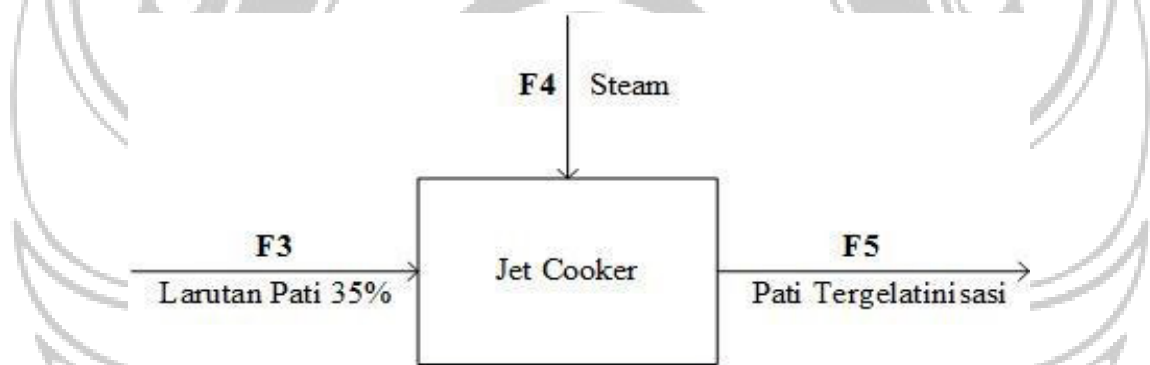
Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki Mixing

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------|-------------|-------------|-------------|
| | F1 (kg/jam) | F2 (kg/jam) | F3 (kg/jam) |
| Pati | 10.355,7062 | | 10.355,7062 |
| Air | 919,2501 | 19.576,5982 | 20.495,8483 |
| Protein | 188,5641 | | 188,5641 |

| | | | |
|-------------------|-------------|--------------------|--------------------|
| Lemak | 60,1048 | | 60,1048 |
| Abu | 261,6327 | | 261,6327 |
| CaCl ₂ | | 22,3684 | 22,3684 |
| Sub Total | 11.785,2580 | 19.598,9666 | 31.384,2247 |
| Total | | 31.384,2247 | 31.384,2247 |

3.2 Jet Cooker

Fungsi : Memanaskan suspensi sampai hancur dan larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan menginjeksikan steam.

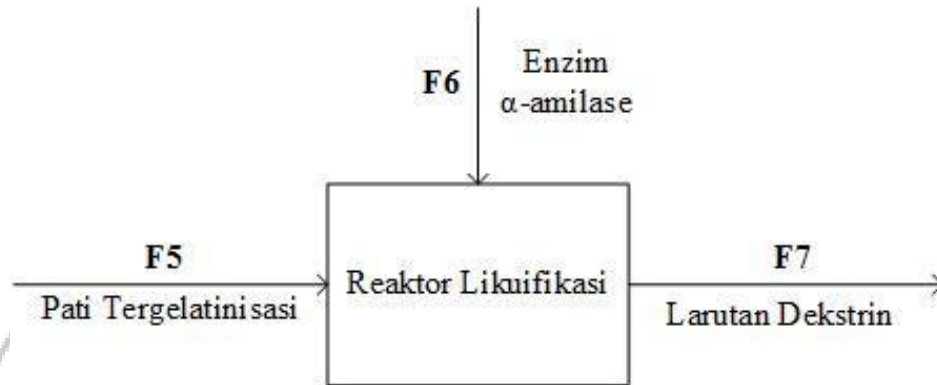


Tabel 3. 2 Neraca Massa Jet Cooker

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|-------------------|-------------|--------------------|--------------------|
| | F3 (kg/jam) | F4 (kg/jam) | F5 (kg/jam) |
| Pati | 10.355,7062 | | 10.355,7062 |
| Air | 20.495,8483 | 4.305,2246 | 24.801,0747 |
| Protein | 188,5641 | | 188,5641 |
| Lemak | 60,1048 | | 60,1048 |
| Abu | 261,6327 | | 261,6327 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | | 22,3684 |
| Sub Total | 31.384,2247 | 4.305,2246 | 35.689,4511 |
| Total | | 35.689,4511 | 35.689,4511 |

3.3 Reaktor Likuifikasi

Fungsi : Mengonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan α -amilase.

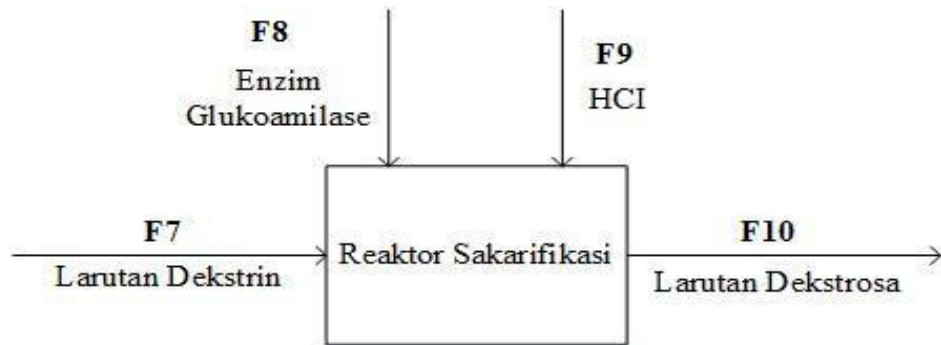


Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor Likuifikasi

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|-------------------|-------------|--------------------|--------------------|
| | F5 (kg/jam) | F6 (kg/jam) | F7 (kg/jam) |
| Pati | 10.355,7062 | | 8.284,5650 |
| Air | 24.801,0747 | | 24.795,1359 |
| Protein | 188,5641 | | 188,5641 |
| Lemak | 60,1048 | | 60,1048 |
| Abu | 261,6327 | | 261,6327 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | | 22,3637 |
| Dekstrin | | | 1.970.4838 |
| Maltosa | | | 99,6909 |
| Dekstrosa | | | 6,9098 |
| α -amilase | | 7,7665 | 7,7665 |
| Sub Total | 35.689,4511 | 7,7665 | 35.697,2176 |
| Total | | 35.697,2176 | 35.697,2176 |

3.4 Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukamilase.

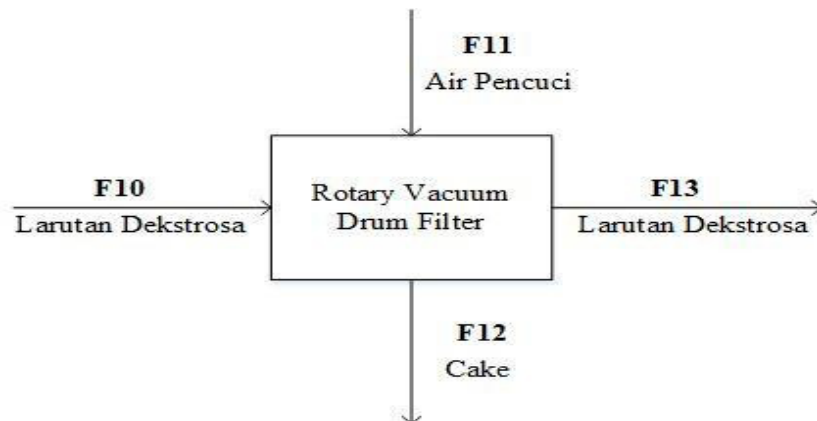


Tabel 3. 4 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi

| Komponen | Masuk | | | Keluar |
|-------------------|----------------|--------------------|----------------|--------------------|
| | F7 (kg/jam) | F8 (kg/jam) | F9 (kg/jam) | F10 (kg/jam) |
| Pati | 8.284,5650 | | | 248,5393 |
| Air | 24.795,1359 | | 12,4570 | 23.715,7171 |
| Protein | 188,5641 | | | 188,5641 |
| Lemak | 60,1048 | | | 60,1048 |
| Abu | 261,6327 | | | 261,6327 |
| CaCl ₂ | 22,3637 | | | 22,3684 |
| Dekstrin | 1.970,4838 | | | 59,1148 |
| Maltosa | 99,6909 | | | 353,3338 |
| Dekstrosa | 6,9098 | | | 10.792,5305 |
| α -amilase | 7,7665 | | | 7,7665 |
| Glukoamilase | | 5,9633 | | 5,9649 |
| HCl | | | 0,0353 | 0,0360 |
| Sub Total | 35.697,2176 | 5,9633 | 12,4923 | 35.715,6732 |
| Total | | 35.715,6732 | | 35.715,6732 |

3.5 Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan dektrosa.

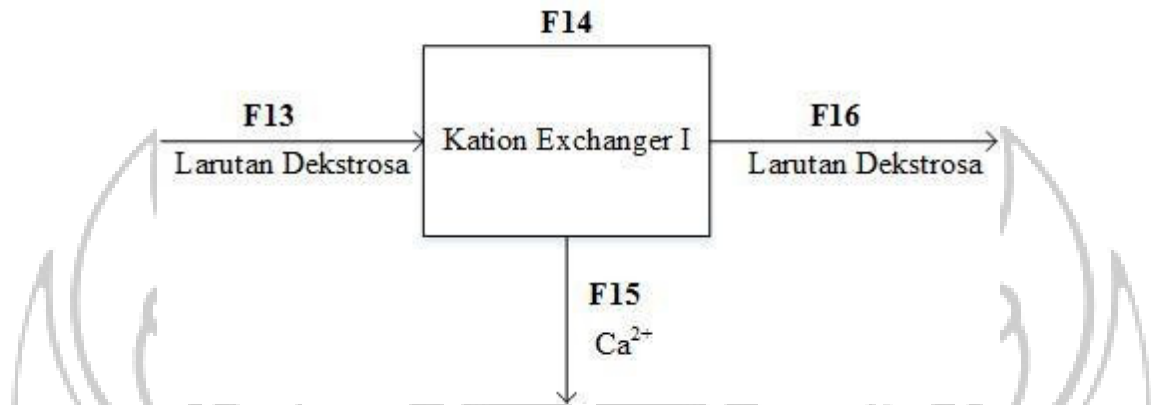


Tabel 3. 5 Neraca Massa RVDF

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-------------------|--------------------|-----------------|--------------------|-----------------|
| | F10 (kg/jam) | F11 (kg/jam) | F12 (kg/jam) | F13 (kg/jam) |
| Pati | 248,5393 | | 246,0526 | 2,4867 |
| Air | 23.715,7171 | 5.230,5214 | 76,0974 | 28.870,1411 |
| Protein | 188,5641 | | 186,6785 | 1,8856 |
| Lemak | 60,1048 | | 59,5038 | 0,6010 |
| Abu | 261,6327 | | 259,0164 | 2,6163 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | | 22,1445 | 0,2239 |
| Dekstrin | 59,1148 | | 58,5256 | 0,5892 |
| Maltosa | 353,3338 | | 0,8485 | 352,4853 |
| Dekstrosa | 10.792,5305 | | 0,8485 | 10.791,6819 |
| α-amilase | 7,7665 | | 7,6840 | 0,0828 |
| Glukoamilase | 5,9649 | | 5,9044 | 0,0605 |
| HCl | 0,0360 | | | 0,0360 |
| Sub Total | 35.715,6732 | 5.230,5214 | 923,3043 | 40.022,8903 |
| Total | 40.946,1946 | | 40.946,1946 | |

3.6 Kation Exchanger I

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa, yaitu memisahkan Ca^{2+} dari CaCl_2 .



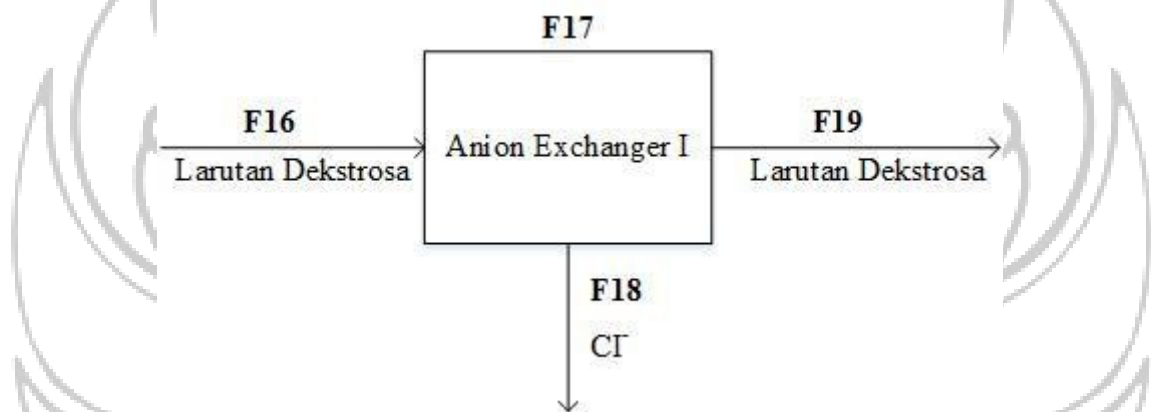
Tabel 3. 6 Neraca Massa Kation Exchanger I

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|--------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F13 (kg/jam) | F14 (kg/jam) | F15 (kg/jam) | F16 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | | 2,4867 |
| Air | 28.870,1411 | | | 28.870,1411 |
| Protein | 1,8856 | | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | | 2,6163 |
| CaCl_2 | 0,2239 | | | |
| Dekstrin | 0,5892 | | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 10.791,6819 | | | 10.791,6819 |
| α -amilase | 0,0828 | | | 0,0828 |
| Glukoamilasse | 0,0605 | | | 0,0605 |
| HCl | 0,0360 | | | 0,1815 |
| H^+ dalam resin | | 0,0040 | | |

| | | | | |
|------------------|--------------------|--------|--------------------|-------------|
| Ca ²⁺ | | | 0,0824 | |
| Sub Total | 40.022,8903 | 0,0040 | 0,0824 | 40.022,8120 |
| Total | 40.022,8944 | | 40.022,8944 | |

3.7 Anion Exchanger I

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa, yaitu memisahkan Cl⁻ dari HCl.



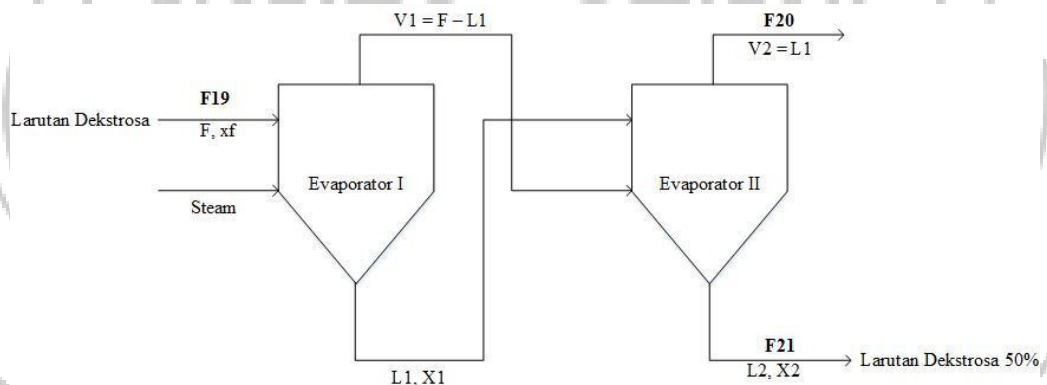
Tabel 3. 7 Neraca Massa Anion Exchanger I

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|--------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F16 (kg/jam) | F17 (kg/jam) | F18 (kg/jam) | F19 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | | 2,4867 |
| Air | 28.870,1411 | | | 28.870,2284 |
| Protein | 1,8856 | | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | | 2,6163 |
| Dekstrin | 0,5892 | | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 10.791,6819 | | | 10.791,6819 |
| α-amilase | 0,0828 | | | 0,0828 |
| Glukoamilase | 0,0605 | | | 0,0605 |

| | | | | |
|-----------------------------|--------------------|--------|--------|--------------------|
| HCl | 0,1815 | | | |
| OH ⁻ dalam resin | | 0,0825 | | |
| Cl ⁻ | | | 0,1767 | |
| Sub Total | 40.022,8120 | 0,0825 | 0,1767 | 40.022,7178 |
| Total | 40.022,8945 | | | 40.022,8945 |

3.8 Evaporator I

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 50%.



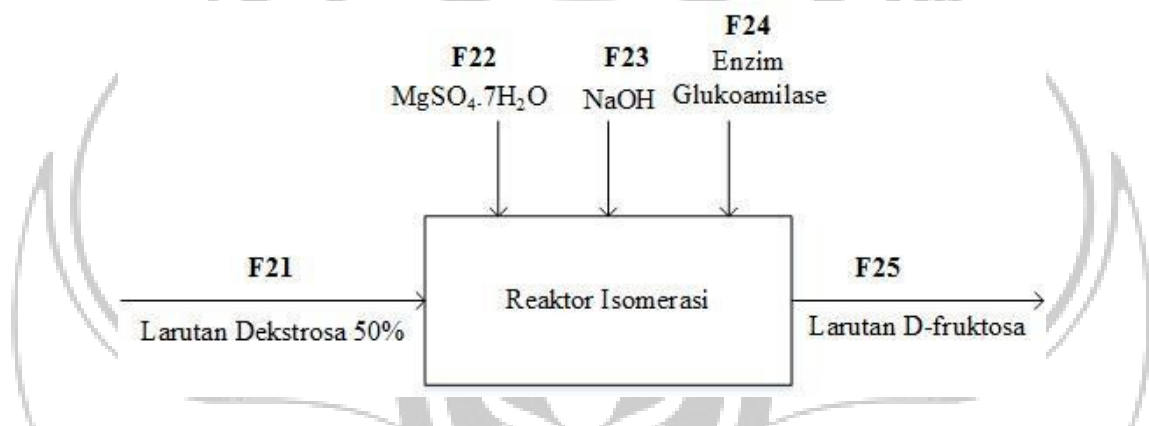
Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator I

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F19 (kg/jam) | F20 (kg/jam) | F21 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | 2,4867 |
| Air | 28.870,2284 | 17.717,7448 | 11152,4836 |
| Protein | 1,8856 | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | 2,6163 |
| Dekstrin | 0,5892 | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 10.791,6819 | | 10.791,6819 |
| α -amilase | 0,0828 | | 0,0828 |
| Glukoamilase | 0,0605 | | 0,0605 |

| | | | |
|--------------|--------------------|--------------------|-------------|
| Sub Total | 40.022,7178 | 17.717,7448 | 22.304,9729 |
| Total | 40.022,7178 | 40.022,7178 | |

3.9 Reaktor Isomerasi

Fungsi : Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase.



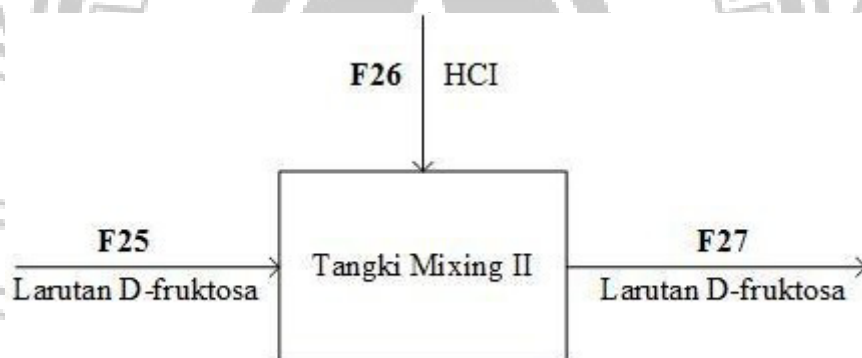
Tabel 3. 9 Neraca Massa Reaktor Isomerasi

| Komponen | Masuk | | | | Keluar |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F21 (kg/jam) | F22 (kg/jam) | F23 (kg/jam) | F24 (kg/jam) | F25 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | | | 2,4867 |
| Air | 11.152,4836 | | 0,1178 | | 11.152,6014 |
| Protein | 1,8856 | | | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | | | 2,6163 |
| Dekstrin | 0,5892 | | | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 10.791,681 | | | | 2.697,9203 |
| | 9 | | | | |
| α -amilase | 0,0828 | | | | 0,0828 |
| Glukoamilase | 0,0605 | | | | 0,0605 |

| | | | | | |
|---|-------------|--------------------|--------|--------|--------------------|
| MgSO₄.7H₂O | | 1,8267 | | | 1,8267 |
| NaOH | | | 0,0002 | | 0,0002 |
| Glukoisomeras | | | | 2,1331 | 2,1331 |
| e | | | | | |
| Fruktosa | | | | | 8.093,7617 |
| Sub Total | 22.304,9729 | 1,8267 | 0,1180 | 2,1331 | 22.309,0508 |
| Total | | 22.309,0508 | | | 22.309,0508 |

3.10 Tangki Mixing II

Fungsi : Untuk mereaksikan larutan D-fruktosa dengan HCl yang berfungsi untuk menurunkan pH larutan agar tidak terjadi reaksi balik D-fruktosa menjadi D-Dekstrosa.



Tabel 3. 10 Neraca Massa Tangki Mixing II

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F25 (kg/jam) | F26 (kg/jam) | F27 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | 2,4867 |
| Air | 11.152,6014 | 7,6958 | 11.160,2972 |
| Protein | 1,8856 | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | 2,6163 |

| | | | |
|---|-------------|--------------------|--------------------|
| Dekstrin | 0,5892 | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 2.697,9203 | | 2.697,9203 |
| α-amilase | 0,0828 | | 0,0828 |
| Glukoamilase | 0,0605 | | 0,0605 |
| MgSO₄.7H₂O | 1,8267 | | 1,8267 |
| NaOH | 0,0002 | | 0,0002 |
| Glukoisomerase | 2,1331 | | 2,1331 |
| Fruktosa | 8.093,7617 | | 8.093,7617 |
| HCl | | 0,0236 | 0,0236 |
| Sub Total | 22.309,0508 | 7,7193 | 22.316,7702 |
| Total | | 22.316,7702 | 22.316,7702 |

3.11 Tangki Karbonasi

Fungsi : Menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sebelumnya dengan penambahan karbon aktif.

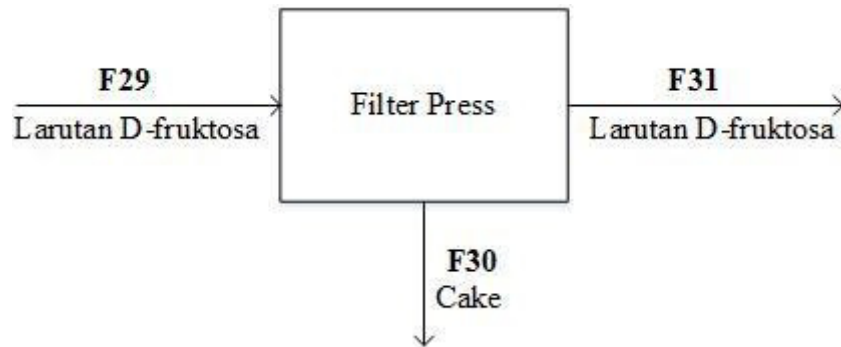


Tabel 3. 11 Neraca Massa Kolom Karbonasi

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------------------|--------------------|-----------------|--------------------|
| | F27 (kg/jam) | F28 (kg/jam) | F29 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | | 2,4867 |
| Air | 11.160,2972 | | 11.160,2972 |
| Protein | 1,8856 | | 1,8856 |
| Lemak | 0,6010 | | 0,6010 |
| Abu | 2,6163 | | 2,6163 |
| Dekstrin | 0,5892 | | 0,5892 |
| Maltosa | 352,4853 | | 352,4853 |
| Dekstrosa | 2.697,9203 | | 2.697,9203 |
| α -amilase | 0,0828 | | 0,0828 |
| Glukoamilase | 0,0605 | | 0,0605 |
| $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ | 1,8267 | | 1,8267 |
| NaOH | 0,0002 | | 0,0002 |
| Glukoisomerase | 2,1331 | | 2,1331 |
| Fruktosa | 8.093,7617 | | 8.093,7617 |
| HCl | 0,0236 | | 0,0236 |
| Karbon aktif | | 11,1606 | 11,1606 |
| Sub Total | 22.316,7702 | 11,1606 | 22.327,9308 |
| Total | 22.327,9308 | | 22.327,9308 |

3.12 Filter Press

Fungsi : Memisahkan karbon aktif, $MgSO_4$, α -amilase, Glukoamilase, dan Glukoisomerase yang terkandung dalam larutan D-fruktosa.

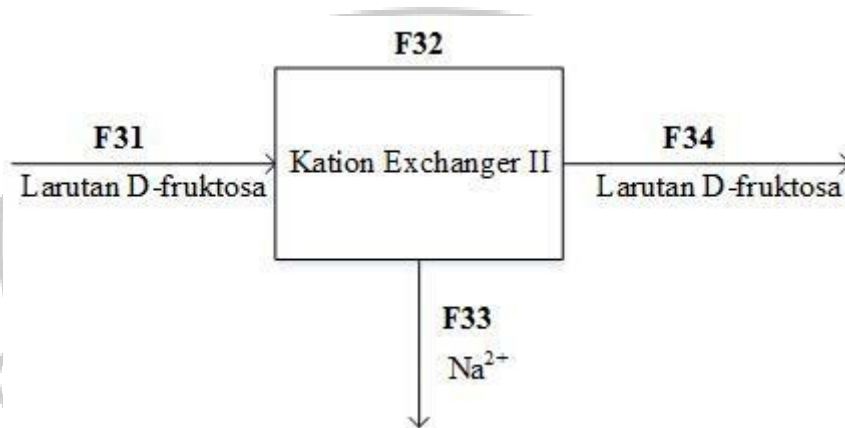


Tabel 3. 12 Neraca Massa Filter Press

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|--------------------------------------|--------------------|--------------------|-----------------|
| | F29 (kg/jam) | F30 (kg/jam) | F31 (kg/jam) |
| Pati | 2,4867 | 2,4867 | |
| Air | 11.160,2972 | 2,3688 | 11.157,9283 |
| Protein | 1,8856 | 1,8856 | |
| Lemak | 0,6010 | 0,6010 | |
| Abu | 2,6163 | 2,6163 | |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,5892 | |
| Maltosa | 352,4853 | 3,5238 | 348,9615 |
| Dekstrosa | 2.697,9203 | 26,9765 | 2.670,9438 |
| α -amilase | 0,0828 | 0,0825 | |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0589 | |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 1,8267 | 1,8267 | |
| NaOH | 0,0002 | 0,0000023 | 0,0002 |
| Glukoisomerase | 2,1331 | 2,1331 | |
| Fruktosa | 8.093,7617 | 80,9412 | 8.012,8205 |
| HCl | 0,0236 | 0,0002 | 0,0233 |
| Karbon aktif | 11,1606 | 11,1625 | |
| Sub Total | 22.327,9308 | 137,2531 | 22.190,6777 |
| Total | 22.327,9308 | 22.327,9308 | |

3.13 Kation Exchanger II

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan D-fruktosa, yaitu memisahkan Na^{2+} dari NaOH.

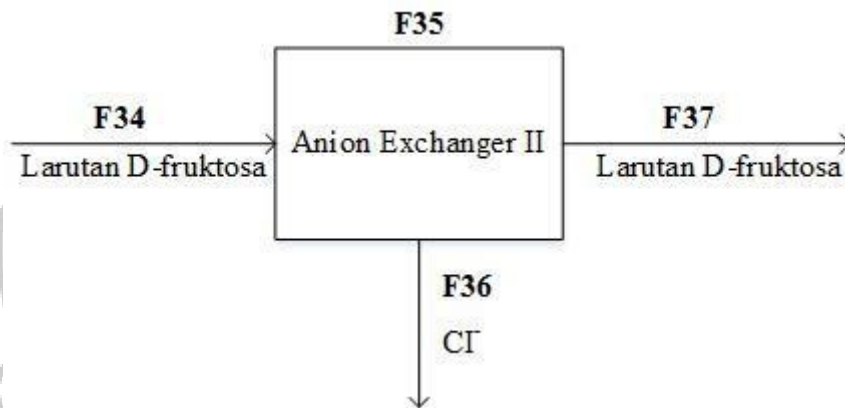


Tabel 3. 13 Neraca Massa Kation Exchanger II

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|----------------------------|--------------------|-----------------|-----------------|--------------------|
| | F31 (kg/jam) | F32 (kg/jam) | F33 (kg/jam) | F34 (kg/jam) |
| Air | 11.157,9283 | | | 11.157,9283 |
| Maltosa | 348,9615 | | | 348,9615 |
| Dekstrosa | 2.670,9438 | | | 2.670,9438 |
| NaOH | 0,0002 | | | |
| HCl | 0,0233 | | | 0,0233 |
| Fruktosa | 8.012,8205 | | | 8.012,8205 |
| H ⁺ dalam resin | | 0,000006 | | |
| Na ²⁺ | | | 0,0002 | |
| Sub Total | 22.190,6777 | 0,000006 | 0,0002 | 22.190,6775 |
| Total | 22.190,6777 | | | 22.190,6777 |

3.14 Anion Exchanger II

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan D-fruktosa.

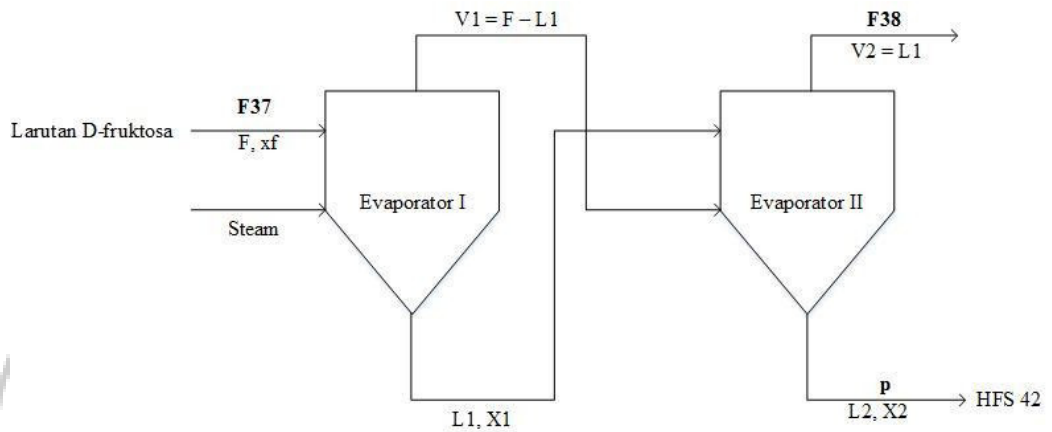


Tabel 3. 14 Neraca Massa Anion Exchanger II

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-----------------------------|--------------------|-----------------|-----------------|--------------------|
| | F34 (kg/jam) | F35 (kg/jam) | F36 (kg/jam) | F37 (kg/jam) |
| Air | 11.157,9283 | | | 11.157,9386 |
| Maltosa | 348,9615 | | | 348,9615 |
| Dekstrosa | 2.670,9438 | | | 2.670,9438 |
| HCl | 0,0233 | | | |
| Fruktosa | 8.012,8205 | | | 8.012,8205 |
| OH ⁻ dalam resin | | 0,0103 | | |
| Cl ⁻ | | | 0,0233 | |
| Sub Total | 22.190,6775 | 0,0103 | 0,0233 | 22.190,6644 |
| Total | 22.190,6877 | | | 22.190,6877 |

3.15 Evaporator II

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 42%.



Tabel 3. 15 Neraca Massa Evaporator II

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|--------------|--------------------|--------------|--------------------|
| | F37 (kg/jam) | F38 (kg/jam) | P (kg/jam) |
| Air | 11.157,9386 | 3.168,7259 | 7.989,2127 |
| Maltosa | 348,9615 | | 348,9615 |
| Dekstrosa | 2.670,9438 | | 2.670,9438 |
| Fruktosa | 8.012,8205 | | 8.012,8205 |
| Sub Total | 22.190,6644 | 3.168,7259 | 19.021,9385 |
| Total | 22.190,6644 | | 22.190,6644 |

BAB IV NERACA PANAS

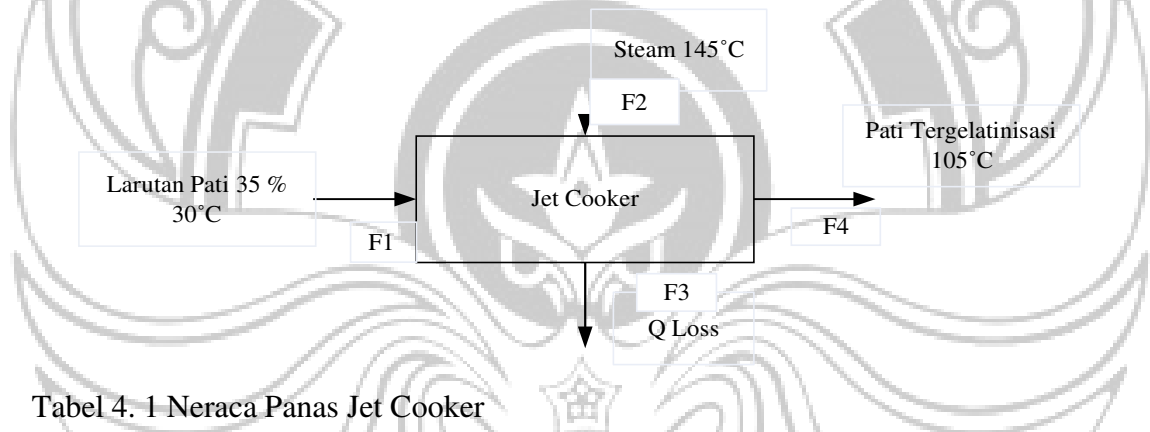
4.1 Jet Cooker

Fungsi : Memanaskan suspensi yaitu sampai hancur dan larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan menginjeksikan steam.

Kondisi operasi : Suhu = 105°C

Tekanan = 1 atm

pH = 5,5

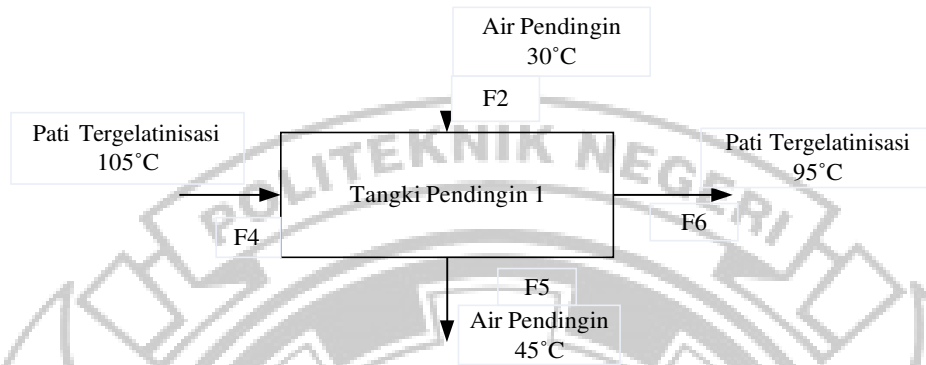


Tabel 4. 1 Neraca Panas Jet Cooker

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q masuk (F1) | 104403,0485 | Q keluar (F4) | 2023398,4590 |
| Q steam (F2) | 1978345,7840 | Q loss (F3) | 59350,3735 |
| Total | 2.082.748,8325 | Total | 2.082.748,8325 |

4.2 Tangki Pendingin I

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 105°C menjadi 95°C

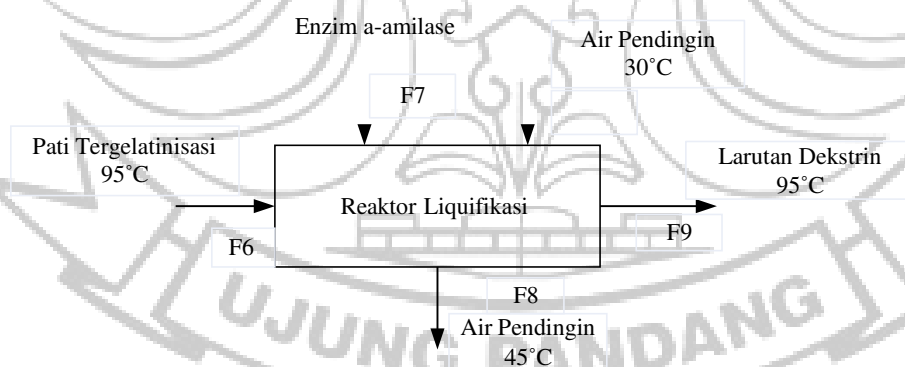


Tabel 4. 2 Neraca Panas Tangki Pendingin I

| Neraca Panas Total Tangki Pendingin | | | |
|-------------------------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
| | Qin (kcal) | | Qout (kcal) |
| Q masuk (F4) | 2023916,5116 | Q keluar (F6) | 1763401,3847 |
| | | Qap (F5) | 260515,1269 |
| Total | 2.023.916,5116 | Total | 2.023.916,5116 |

4.3 Reaktor Likuifikasi

Fungsi : Mengonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan α -amilase.



Menurut uhlig, 2001

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 95°C

pH = 5,5

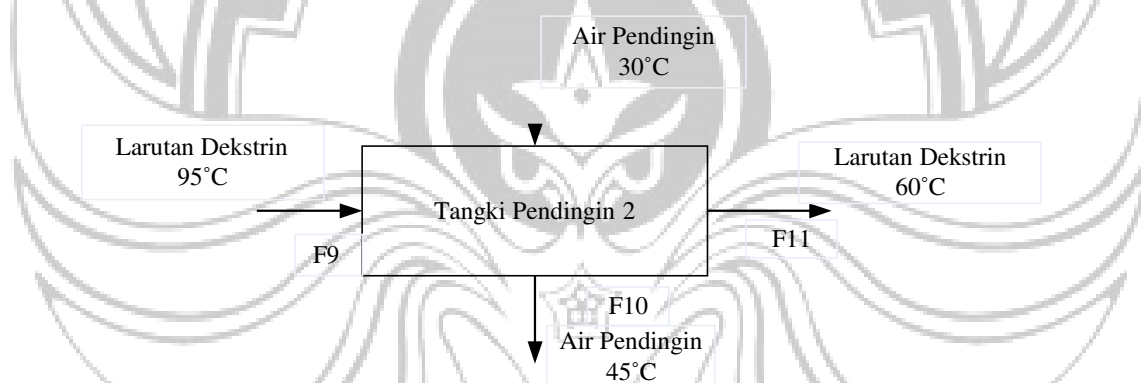
Waktu = 2 – 3 jam

Tabel 4. 3 Neraca Panas Reaktor Liguafikasi

| Neraca Panas Total | | | |
|-------------------------------------|-----------------------|-----------------------------|-----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q masuk (F6) | 1763403,7768 | Q keluar (F9) | 1818023,6638 |
| ΔQ_R (F7) | 130317,0496 | Q air pendingin (F8) | 75697,1625 |
| Total | 1.893.720,8263 | Total | 1.893.720,8263 |

4.4 Tangki Pendingin II

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 95°C menjadi 60°C

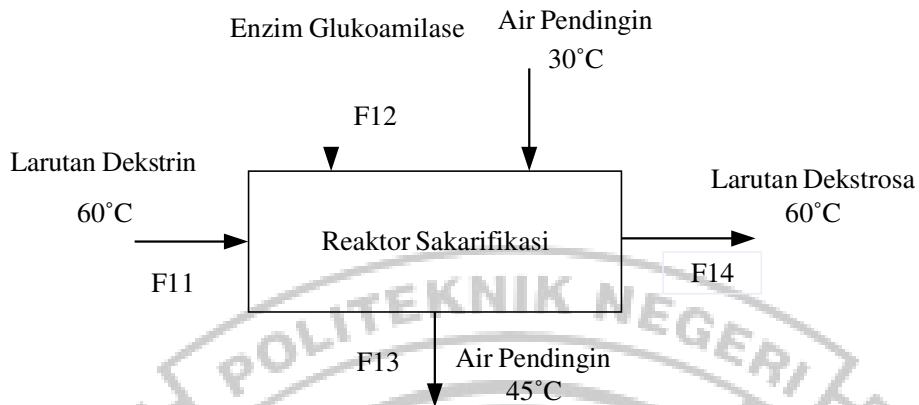


Tabel 4. 4 Neraca Panas Tangki Pendingin II

| Neraca Panas Total Tangki Pendingin | | | |
|-------------------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| Qin (kkal) | | Qout (kkal) | |
| Q masuk (F9) | 1818023,6638 | Q keluar (F11) | 906588,7960 |
| | | Qap (F10) | 911434,8677 |
| Total | 1.818.023,6638 | Total | 1.818.023,6638 |

4.5 Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase.

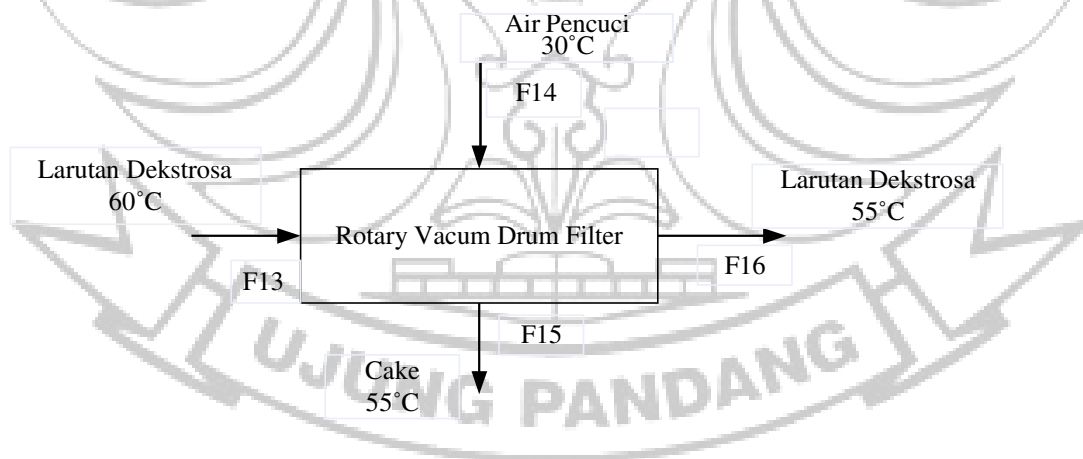


Tabel 4. 5 Neraca Panas Sakarifikasi

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q masuk (F11) | 909641,795 | Q keluar (F14) | 961484,016 |
| ΔQ_R total (F12) | 16381003,843 | Q air pendingin (F13) | 16329161,622 |
| Total | 17.290.645,6379 | Total | 17.290.645,6379 |

4.6 Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan dekstrosa.

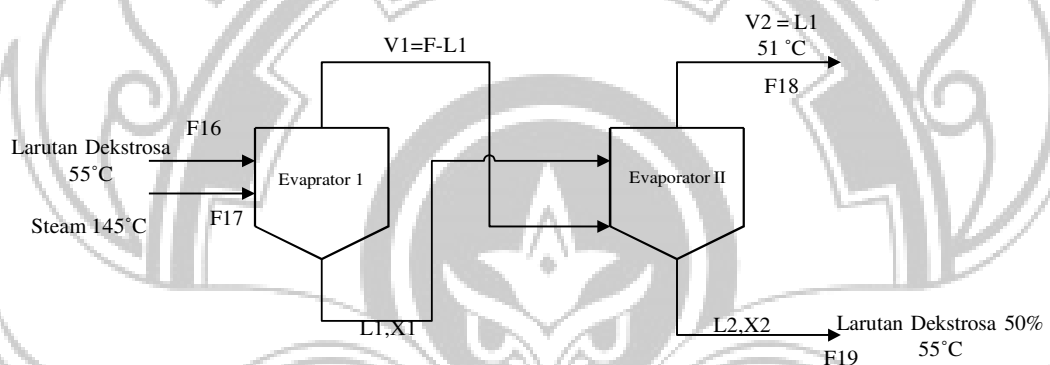


Tabel 4. 6 Neraca Panas RVDF

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------|--------------------|----------------------|--------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q bahan masuk (F13) | 961484,016 | Q bahan keluar (F16) | 973322,141 |
| Q air pencuci (F14) | 26152,607 | Q cake (F15) | 14314,483 |
| Total | 987636,6235 | Total | 987636,6235 |

4.7 Evaporator I

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstroza menjadi 50%.

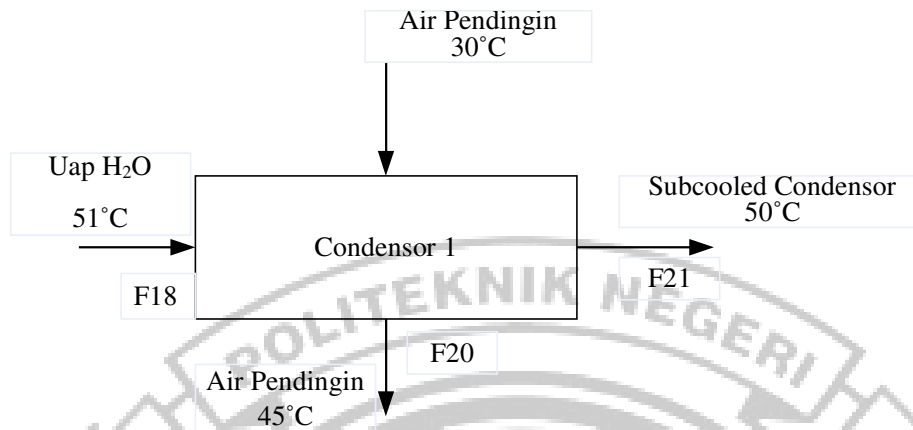


Tabel 4. 7 Neraca Panas Evaporator I

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------|----------------------|-----------------|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q feed (F16) | 1.022.360,870 | HL2 (F18) | 236.127,262 |
| Q supplay (F17) | 1.320.840,268 | Q vapor 2 (F19) | 2.107.073,876 |
| Total | 2.343.201,138 | Total | 2.343.201,138 |

4.8 Barometric Condensor I

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum pan crystallizer.

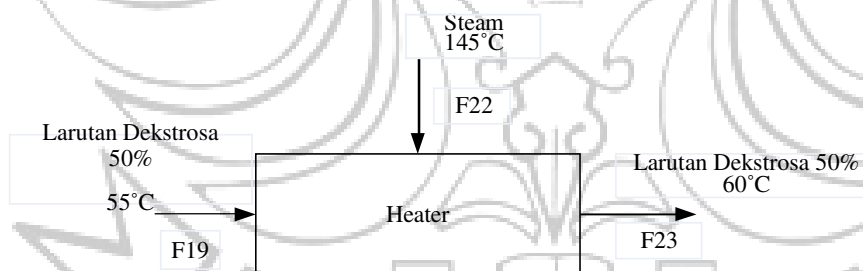


Tabel 4. 8 Neraca Panas Barometric Condensator I

| Neraca Panas Total | | | |
|----------------------------|----------------------|--|----------------------|
| Q in (kcal) | | Q out (kcal) | |
| Uap H ₂ O (F18) | 2.091.557,453 | H ₂ O (Subcooled condensat) (F21) | 170.965,297 |
| | | Qserap (F20) | 1.920.592,156 |
| Total | 2.091.557,453 | Total | 2.091.557,453 |

4.9 Heater

Fungsi : Untuk menaikkan suhu dekstosa sebelum masuk ke dalam reaktor isomerasi.

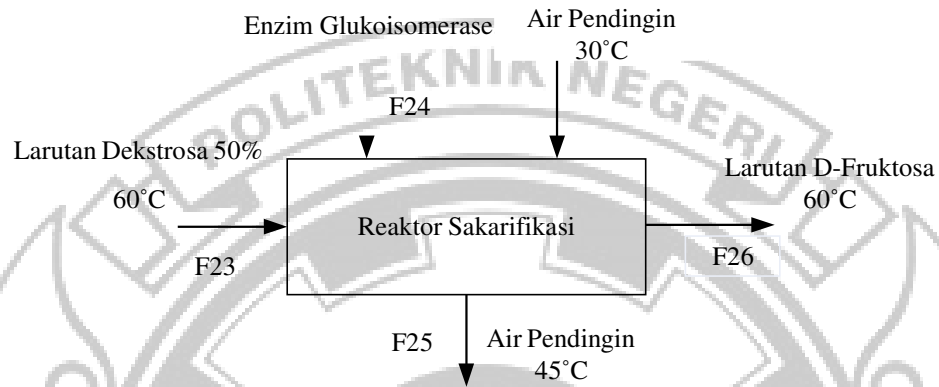


Tabel 4. 9 Neraca Panas Heater

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------|--------------------|---------------|--------------------|
| Q in (kcal) | | Q out (kcal) | |
| Q masuk (F19) | 425.711,1060 | Q keluar (F3) | 507.597,554 |
| Q steam (F22) | 81.886,448 | | |
| Total | 507.597,554 | Total | 507.597,554 |

4.10 Reaktor Isomerasi

Fungsi : Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase.

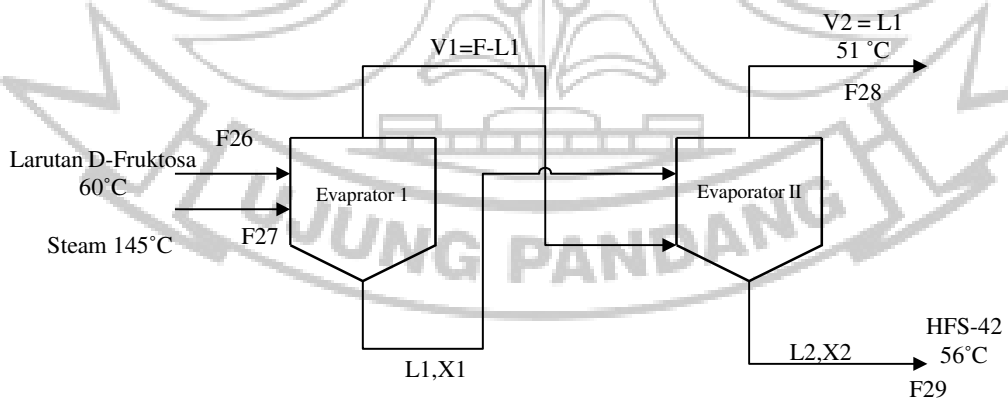


Tabel 4. 10 Neraca Panas Reaktor Isomerasi

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q masuk (F23) | 507620,777 | Q keluar (F26) | 500.542,859 |
| ΔQ_R (F24) | 27.699.605,300 | Q air pendingin (F25) | 27.706.683,218 |
| Total | 28.207.226,077 | Total | 28.207.226,077 |

4.11 Evaporator II

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 42%

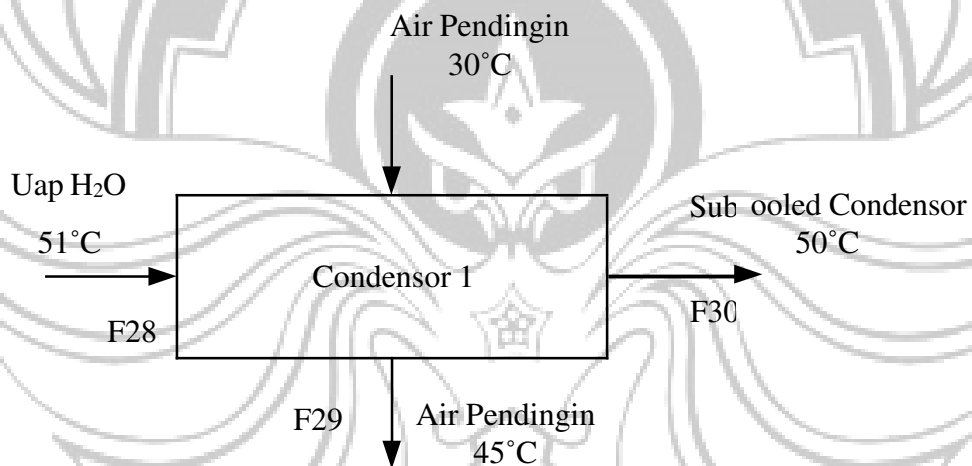


Tabel 4. 11 Neraca Panas Evaporator II

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|----------------------|------------------------|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q feed (F26) | 558.766,4850 | HL2 (F29) | 149.273,0192 |
| Q suplay (F27) | 1.059.488,5509 | H vapour2 (F28) | 1.468.982,0167 |
| Total | 1.618.255,036 | Total | 1.618.255,036 |

4.12 Barometric Condensor II

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum pan crystallizer.



Tabel 4. 12 Neraca Panas Barometric Condensor II

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|----------------------|--|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Uap H2O (F28) | 1.449.168,677 | H2O (Subcooled condensat) (F30) | 121.011,968 |
| | | Qserap (F29) | 1.328.156,709 |
| Total | 1.449.168,677 | Total | 1.449.168,677 |

BAB V SPESIFIKASI ALAT

Tabel 5. 1 Tangki Penampung Tepung Tapioka

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | ST-01 |
| Fungsi | Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masuk ke dalam belt conveyer |
| Tipe | Bin |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis |
| Bahan konstruksi | Carbon steel SA 283 grade C |
| Kapasitas | 82,9694 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 3,6449 m |
| Dimensi tangki | |
| Diameter luar | 3,6576 m |
| Tinggi Silinder | 7,3152 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 1,8288 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 9,1440 m |

Tabel 5. 2 Belt Conveyer

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------|--|
| Kode | C-01 |
| Fungsi | Untuk memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung |
| Tipe | Troughed belt on 20° idlers |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |

| | |
|----------------------------|----------------------|
| Kapasitas | 11.785,262 kg/jam |
| Panjang lintasan | 5 m |
| Diameter | 35 in |
| Kemiringan belt | 20° |
| Lebar belt | 14 in |
| Kecepatan normal conveying | 200 ft/min |
| Kecepatan maksimum | 32 ton/jam |
| Power | 0,1853 hp |
| Jumlah | 1 buah |
| Cross section area of load | 0,11 ft ² |
| Belt plies | 3 |
| Ukuran lump maksimum | 2 in |
| Daya | 0,5 Hp |

Tabel 5.3 Bucket Elevator

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | C-02 |
| Fungsi | Memindahkan tepung tapioka dari belt conveyer ke tangki mixing I |
| Tipe | Spaced bucket centrifugal discharger elevator |
| Kapasitas | 11.785,26 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Size bucket | 6 x 4 x 4 ^{1/4} in |
| Jarak antar bucket | 12 in |
| Tinggi pengangkut | 25 ft |
| Kecepatan putaran | 43 rpm |
| Daya penggerak | 1 hp |

bucket

Tabel 5. 4 Tangki Penampung CaCl₂

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | MT-01 |
| Fungsi | Menyimpan larutan CaCl ₂ yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3 |
| Kapasitas | 11,9831 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,1177 m |
| Diameter luar | 2,1336 m |
| Tinggi Silinder | 3,2004 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3606 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,6159 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,2213 m |
| Daya | 5 Hp |

Tabel 5. 5 Tangki Mixing I

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | MT-02 |
| Fungsi | Mencampur bahan baku untuk proses likuifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan |

| | |
|----------------------------------|---|
| | bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 35,0090 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,0290 m |
| Diameter luar | 3,0480 m |
| Tinggi Silinder | 4,5720 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5151 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5151 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,6467 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9144 m |
| Lebar pengaduk | 0,1829 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2286 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 1,0150 m |
| Lebar baffle | 0,2540 m |
| Kecepatan pengaduk | 90 rpm |
| Power Pengaduk | 0,5 Hp |

Tabel 5. 6 Pompa Centrifugal I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | J-01 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki mixing I menuju jet cooker |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 31.384,2247 kg/jam |
| Efisiensi | 63% |
| Brake kW | 0,9153 kW |
| Power motor | 2 Hp |

Tabel 5. 7 Jet Cooker

| Spesifikasi | Keterangan |
|---------------------|--|
| Kode | JC-01 |
| Fungsi | Tempat terjadinya gelatinisasi larutan pati oleh steam |
| Kondisi operasi | Tekanan 120,82 kPa dan suhu 105°C |
| Diameter throatle | 15.5136 in |
| Kapasitas steam | 4.305,2264 kg/jam |
| Kapasitas slurry | 31.384,2247 kg/jam |
| Panjang jet cooker | 1.383,423 in |
| Ukuran pipa masuk : | |
| a. OD | 10,75 in |
| b. ID | 10,02 in |

Tabel 5. 8 Tangki Pendingin I

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------|--|
| Kode | CT-01 |
| Fungsi | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari jet cooker, dari suhu 105°C menjadi 95°C sebelum masuk ke rekator likuifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 33.4655 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,1814 m |
| Diameter luar | 3,2004 m |
| Tinggi Silinder | 4,8006 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5409 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5409 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,9268 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9601 m |
| Lebar pengaduk | 0,1920 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2400 m |
| Jarak pengaduk dari | 1,0657 m |

| | |
|--------------------|----------|
| dasar tangki | |
| Lebar baffle | 0,2667 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 2 Hp |
| Jaket Pendingin | |
| Tinggi jaket | 5,33 m |
| Tebal jaket | 3/8 in |

Tabel 5.9 Tangki Penampung α -amilase

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-01 |
| Fungsi | Menyimpan enzim α -amilase yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 5,5919 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |

Tabel 5. 10 Reaktor Likuifikasi

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------|--|
| Kode | R-01 |
| Fungsi | Mengubah pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α -amylase |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 41,6909 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu operasi 95° |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,1814 m |
| Diameter luar | 3,2004 in |
| Tinggi Silinder | 4,8006 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5409 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5409 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,9268 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9601 m |
| Lebar pengaduk | 0,1920 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2400 m |

| | |
|----------------------------------|----------|
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 1,0657 m |
| Lebar baffle | 0,2667 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 2 hp |
| Jaket pendingin | |
| Tinggi jaket | 5,3157 m |
| Tebal jaket | 3/8 in |

Tabel 5. 11 Pompa Centrifugal II

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-02 |
| Fungsi | Memompa larutan dari reaktor likuifikasi menuju reaktor sakarifikasi |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 35.697,2176 kg/jam |
| Efisiensi | 65% |
| Brake kW | 0,8396 kW |
| Power motor | 1,5 Hp |

Tabel 5. 12 Tangki Pendingin II

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | CT-02 |
| Fungsi | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari reaktor likuifikasi, dari suhu 95°C menjadi 60°C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 39,1594 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |

| | |
|----------------------------------|---|
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,1814 m |
| Diameter luar | 3,2004 m |
| Tinggi Silinder | 4,8006 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5409 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5409 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,9268 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9601 m |
| Lebar pengaduk | 0,1920 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2400 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 1,0657 m |
| Lebar baffle | 0,2667 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 2 Hp |
| Jaket pendingin | |
| Tinggi jaket | 5,0134 m |
| Tebal jaket | 3/8 in |

Tabel 5. 13 Tangki Penampung Glukoamilase

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-02 |
| Fungsi | Menyimpan enzim Glukoamilase yang akan digunakan untuk proses sakarifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 4,4725 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 1,5113 m |
| Diameter luar | 1,5240 m |
| Tinggi Silinder | 2,2860 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2576 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4399 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,0279 m |

Tabel 5. 14 Tangki Penampung HCl 0,1 M

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | T-03 |
| Fungsi | Menyimpan larutan HCl yang akan digunakan untuk menurunkan pH yang akan digunakan pada proses sakarifikasi dan sebelum masuk ke tangki karbonasi selama 30 hari |

| | |
|--------------------|---|
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 13,9945 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,2765 m |
| Diameter luar | 2,2860 m |
| Tinggi Silinder | 3,4290 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3863 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,6599 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 4,4752 m |

Tabel 5. 15 Reaktor Sakarifikasi

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | R-02 |
| Fungsi | Mengkonversi pati dan dekstrin menjadi dekstrosa dengan bantuan enzim glukoamilase |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 10,1985 m ³ |
| Jumlah | 4 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu operasi 60° |
| Dimensi tangki | |

| | |
|----------------------------------|---|
| Diameter dalam | 1,9653 m |
| Diameter luar | 1,9812 m |
| Tinggi Silinder | 2,9718 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3348 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,3348 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 3,6859 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,5944 m |
| Lebar pengaduk | 0,1189 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,1486 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 0,6597 m |
| Lebar baffle | 0,1651 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 0,5 Hp |
| Coil Pendingin | |
| Diameter lilitan koil | 1,5727 m |
| Panjang pipa koil | 90,0998 m |
| Volume pipa koil | 5,2624 m ³ |
| Jumlah lilitan koil | 14 |
| Jarak antar lilitan koil | ¼ in |
| Tinggi koil | 4,1313 m |

Tabel 5. 16 Pompa Centrifugal III

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | J-03 |
| Fungsi | Memompa larutan dari reaktor sakarifikasi menuju Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF) |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 35.715,6732 kg/jam |
| Efisiensi | 63% |
| Brake kW | 0,7248 kW |
| Power motor | 1,5 Hp |

Tabel 5. 17 RVDF

| Spesifikasi | Keterangan |
|---------------------------|------------------------------------|
| Kode | P-11 |
| Fungsi | Untuk memisahkan cake dari filtrat |
| Tipe | <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> |
| Bahan | Carbon steel |
| Jumlah | 1 buah |
| Volume bahan yang diputar | 0,73 m ³ /jam |
| Luas cake | 3,27 m ² |
| Luas drum | 1,04 m ² |
| Diameter drum | 1 m |
| Daya total | 1,5 Hp |

Tabel 5. 18 Tangki Penampung I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | ST-02 |
| Fungsi | Menampung filtrat dari Rotary Vacuum Drum Filter sebelum masuk ke ion exchanger I |

| | |
|--------------------|---|
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 36,6213 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 55°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,0290 m |
| Diameter luar | 3,0480 m |
| Tinggi Silinder | 4,5720 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5151 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5151 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,6467 m |

Tabel 5. 19 Pompa Centrifugal IV

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | J-04 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki penampung I menuju kation exchanger |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 40.022,8903 kg/jam |
| Efisiensi | 64% |
| Brake kW | 0,8749 kW |
| Power motor | 1,5 Hp |

Tabel 5. 20 Kation Exchanger I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------|--|
| Kode | IE-11 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 40.022,89 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 2,5811 m |
| Diameter luar | 2,5900 m |
| Tinggi Silinder | 3,8900 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4400 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,7500 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 5,1200 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 4,8086 m ² |
| Volume bed | 2,9313 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 2,4749 m |

Tabel 5. 21 Anion Exchanger I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------|--|
| Kode | IE-12 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 40.022,8120 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 2,5749 m |
| Diameter luar | 2,5908 m |
| Tinggi Silinder | 3,8862 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4378 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,7479 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 5,1164 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 4,8158 m ² |
| Volume bed | 2,9357 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 2,4768 m |

Tabel 5. 22 Pompa Centrifugal V

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-05 |
| Fungsi | Memompa larutan dari anion exchanger I menuju evaporator I |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 40.022,7178 kg/jam |
| Efisiensi | 68% |
| Brake kW | 0,7961 kW |
| Power motor | 1,5 Hp |

Tabel 5. 23 Evaporator I

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | FE-11 dan FE-12 |
| Fungsi | Memekatkan kadar larutan dekstrosa yang keluar dari reactor menjadi 50% |
| Tipe | <i>Vertical long tube evaporator</i> |
| Bahan konstruksi | Carbon steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | 1 buah |
| Efek I | |
| Luas permukaan | 10,0886 m ² |
| Feed | 40.022,7178 kg/jam |
| Steam | 32.285,1384 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |

| | |
|----------------|-----------------------|
| Jumlah tube | 61 |
| OD silinder | 2,7432 m |
| Tebal silinder | 0,0159 m |
| Efek II | |
| Luas permukaan | 8,3564 m ² |
| Feed | 14.520,9471 kg/jam |
| Steam | 25.501,7707 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |
| Jumlah tube | 61 |
| OD silinder | 2,1336 m |
| Tebal silinder | 0,0159 m |

Tabel 5. 24 Barometric Condensor I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------|--|
| Kode | E-01 |
| Fungsi | Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator I |
| Tipe | <i>Counter-current dry air condenser</i> |
| Luas penampang kondensor | 0,5319 m ² |
| Diameter kondensor | 0,8128 m |
| Tinggi kolom | 5,1594 m |
| Jumlah | 1 buah |

Tabel 5. 25 Jet Ejector I

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------------|--|
| Kode | JE-01 |
| Fungsi | Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condensor |
| Material | Carbon steel SA 283 Grade 3 |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | <i>Single stage jet</i> |
| Pa/Pob | 0,0074 |
| Pob/Poa | 0,0330 |
| A2/A1 | 10 |
| Jumlah steam yang digunakan | 4,9348 kg/jam |

Tabel 5. 26 Hot Well I

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | HW-01 |
| Fungsi | Untuk menampung kondensat dari barometric condenser I dan steam ejector I |
| Bentuk | Balok |
| Bahan | Beton |
| Kapasitas | 2.694,7708 kg/jam |
| Volume bak | 3,4107 m ³ |
| Ukuran | |
| Panjang | 2,0487 m |
| Lebar | 1,0243 m |
| Tinggi | 1,0243 m |

Tabel 5. 27 Pompa Centrifugal VI

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | J-06 |
| Fungsi | Memompa larutan dari evaporator I menuju heater |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.304,9729 kg/jam |
| Efisiensi | 62% |
| Brake kW | 0,6473 kW |
| Power motor | 1,5 Hp |

Tabel 5. 28 Heater

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | H-01 |
| Fungsi | Memanaskan glukosa yang akan masuk reactor isomerasi dari suhu 54°C menjadi 60°C |
| Tipe | 1-2 shell & tube heat exchanger |
| Bahan | Stainless steel |
| Ukuran HE | 1 in OD 16 BWG 16 1 1/4 in triangular pitch |
| OD | 1 in |
| Pitch | 1 1/4 in |
| A't | 0,594 in |
| A''t | 0,2618 ft ² |
| C | 0,25 in |
| Jumlah tube | 111 |
| n | 2 pass |
| A | 233,5155 ft ² |
| Gs | 1.096,9660 lb/ft ² jam |
| Gt | 313.692,59 lb/ft jam |
| ΔPs | 0,000003 Psi |
| ΔPt | 1,8290 psi |

Tabel 5. 29 Tangki Penampung $MgSO_4 \cdot 7H_2O$

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | T-04 |
| Fungsi | Menyimpan larutan $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | $0,9786 \text{ m}^3$ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 0,9049 m |
| Diameter luar | 0,9144 m |
| Tinggi Silinder | 1,2192 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,1545 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,2640 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 1,8345 m |

Tabel 5. 30 Tangki Penampung Enzim Glukoisomerase

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | T-06 |
| Fungsi | Menyimpan enzim glukoisomerase yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal |

| | |
|--------------------|--------------------------------|
| | dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 5,8175 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 16669 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |

Tabel 5. 31 Tangki Penampung NaOH 0,1 M

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | T-05 |
| Fungsi | Menyimpan larutan NaOH yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 0,0499 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 0,3461 m |

| | |
|--------------------|----------|
| Diameter luar | 0,3556 m |
| Tinggi Silinder | 0,5334 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,0601 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,1027 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 0,7406 m |

Tabel 5. 32 Reaktor Isomerasi

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | R-06 |
| Fungsi | Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 5,8206 m ³ |
| Jumlah | 4 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu operasi 60°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,2833 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,1257 m |

| | |
|----------------------------------|---|
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,5029 m |
| Lebar pengaduk | 0,1006 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,1257 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 0,5582 m |
| Lebar baffle | 0,1397 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 0,5 Hp |
| Coil Pendingin | |
| Diameter lilitan koil | 1,2111 m |
| Panjang pipa koil | 152,8779 m |
| Volume pipa koil | 8,9291 m ³ |
| Jumlah lilitan koil | 13 |
| Jarak antar lilitan koil | ¼ in |
| Tinggi koil | 3,4919 m |

Tabel 5. 33 Pompa Centrifugal VII

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-07 |
| Fungsi | Memompa larutan dari reaktor isomerasi menuju tangki mixing II |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.309,0508 kg/jam |
| Efisiensi | 62% |
| Brake kW | 0,5038 kW |

| | |
|-------------|------|
| Power motor | 1 Hp |
|-------------|------|

Tabel 5. 34 Tangki Mixing II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | MT-03 |
| Fungsi | Untuk mereaksikan larutan D-fruktosa dengan HCl yang berfungsi untuk menurunkan pH larutan agar tidak terjadi reaksi balik D-fruktosa menjadi D-Dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 24,4893 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,7242 m |
| Diameter luar | 2,7432 m |
| Tinggi Silinder | 4,1148 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4636 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4636 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,0865 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,8230 m |

| | |
|----------------------------------|----------|
| Lebar pengaduk | 0,1646 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2057 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 0,9135 m |
| Lebar baffle | 0,2286 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 1 Hp |

Tabel 5. 35 Pompa Centrifugal VIII

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | J-08 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki mixing II menuju tangki karbonasi |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.316,7702 kg/jam |
| Efisiensi | 62% |
| Brake kW | 0,5034 KW |
| Power motor | 1 Hp |

Tabel 5. 36 Tangki Penampung Karbon Aktif

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | T-07 |
| Fungsi | Menyimpan karbon aktif yang akan digunakan dalam tangki karbonasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 4,4643 m ³ |

| | |
|--------------------|-----------------------------|
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 1,5145 m |
| Diameter luar | 1,5240 m |
| Tinggi Silinder | 2,2860 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2576 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4399 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 3,0279 m |

Tabel 5. 37 Tangki Karbonasi

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | D-01 |
| Fungsi | Menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sebelumnya dengan penambahan karbon aktif |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 24,4977 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,7242 m |
| Diameter luar | 2,7432 m |
| Tinggi Silinder | 4,1148 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |

| | |
|----------------------------------|---|
| Tinggi tutup atas | 0,4636 m |
| Tebal tutup atas | 3/8in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4636 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,0865 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,8230 m |
| Lebar pengaduk | 0,1646 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2057 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 0,9135 m |
| Lebar baffle | 0,2286 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |
| Power pengaduk | 1 Hp |

Tabel 5. 38 Pompa Centrifugal IX

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | J-09 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki karbonasi menuju filter press |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.327,9308 kg/jam |
| Efisiensi | 63% |
| Brake kW | 0,5115 kW |
| Power motor | 1 Hp |

Tabel 5. 39 Filter Press

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------------|--|
| Kode | P-12 |
| Fungsi | Memisahkan impuritis dari larutan induk |
| Tipe | <i>Horizontal plate and frame filter press</i> |
| Kapasitas | 22.327,9384 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Suhu 30°C dan waktu 2,5 jam |
| Luas filter | 4,645 m ² |
| Tebal plate dan frame | 1,25 in |
| Jumlah plate | 5 |
| Jumlah frame | 6 |
| Ukuran frame | (36 x 36) in |
| Waktu total per siklus | 2 jam |

Tabel 5. 40 Tangki Penampung II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | ST-03 |
| Fungsi | Menampung filtrat dari filter press sebelum masuk ke ion exchanger II |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 14,1852 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,2701 m |

| | |
|--------------------|----------|
| Diameter luar | 2,2860 m |
| Tinggi Silinder | 3,4290 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3863 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,3863 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,2461 m |

Tabel 5. 41 Pompa Centrifugal X

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | J-010 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki penampung II menuju kation exchanger II |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.190,6777 kg/jam |
| Efisiensi | 59% |
| Brake kW | 0,5096 kW |
| Power motor | 1 Hp |

Tabel 5. 42 Kation Exchanger II

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|--|
| Kode | IE-21 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 22.190,6777 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |

| | |
|--------------------------|-----------------------|
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,2818 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 1,8619 m ² |
| Volume bed | 1,1350 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 1,5401 m |

Tabel 5. 43 Anion Exchanger II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------|--|
| Kode | IE-22 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 22.190,6775 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |

| | |
|--------------------|-----------------------|
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 1,8628 m ² |
| Volume bed | 1,1356 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 1,5404 m |

Tabel 5. 44 Pompa Centrifugal XI

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | J-011 |
| Fungsi | Memompa larutan dari anion exchanger II menuju evaporator II |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 22.190,6644 kg/jam |
| Efisiensi | 62,6% |
| Brake kW | 0,5021 kW |
| Power motor | 1 Hp |

Tabel 5. 45 Evaporator II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | FE-21 dan FE-22 |
| Fungsi | Memekatkan kadar larutan fruktosa yang keluar dari reactor menjadi 42% |
| Tipe | <i>Vertical long tube evaporator</i> |

| | |
|------------------|-----------------------------|
| Bahan konstruksi | Carbon steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | 1 buah |
| Efek I | |
| Luas permukaan | 4,9479 m ² |
| Feed | 22.190,664 kg/jam |
| Steam | 15.237,1079 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0017 m |
| Jumlah tube | 30 |
| OD silinder | 2,2850 m |
| Tebal silinder | 0,0095 m |
| Efek II | |
| Luas permukaan | 4,0411 m ² |
| Feed | 10.323,1059 kg/jam |
| Steam | 11.867,5585 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |
| Jumlah tube | 30 |
| OD silinder | 1,8280 m |
| Tebal silinder | 0,0095 m |

Tabel 5. 46 Barometric Condensor II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------|---|
| Kode | E-02 |
| Fungsi | Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator II |
| Tipe | <i>Counter-current dry air condenser</i> |
| Luas penampang kondensor | 0,3686 m ² |
| Diameter kondensor | 0,8128 m |
| Tinggi kolom | 5,1594 m |
| Jumlah | 1 buah |

Tabel 5. 47 Jet Ejector II

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------------|--|
| Kode | JE-02 |
| Fungsi | Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser |
| Material | Carbon steel SA 283 Grade 3 |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | <i>Single stage jet</i> |
| Pa/Pob | 0,0074 |
| Pob/Poa | 0,0330 |
| A2/A1 | 10 |
| Jumlah steam yang digunakan | 4,9348 kg/jam |

Tabel 5. 48 Hot Well II

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | HW-02 |
| Fungsi | Untuk menampung kondensat dari barometric condenser II dan steam ejector II |
| Bentuk | Balok |
| Bahan | Beton |
| Kapasitas | 3.368,4635 kg/jam |
| Volume bak | 4,2634 m ³ |
| Ukuran | |
| Panjang | 1,8128 m |
| Lebar | 0,9064 m |
| Tinggi | 0,9064 m |

Tabel 5. 49 Pompa Centrifugal XII

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | J-012 |
| Fungsi | Memompa larutan dari evaporator II menuju tangki penampung HFS-42 |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 19.021,9385 kg/jam |
| Efisiensi | 61% |
| Brake kW | 0,4009 KW |
| Power motor | 1 Hp |

Tabel 5. 50 Tangki Penampung HFS-42

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | ST-04 |
| Fungsi | Menampung produk HFS-42% hasil proses evaporasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 20,2989 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 56°C |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,5749 m |
| Diameter luar | 2,5908 m |
| Tinggi Silinder | 3,8862 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4378 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4378 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,8063 m |

BAB VI UTILITAS

Utilitas sebagai salah satu sarana penunjang proses yang diperlukan pabrik agar dapat berjalan dengan baik. Penyediaan utilitas dapat dilakukan secara langsung diproduksi di dalam pabrik itu sendiri atau secara tidak langsung diperoleh melalui proses pembelian ke perusahaan-perusahaan penjualnya. Sarana utilitas yang terdapat dalam pabrik HFS meliputi:

1. Air, digunakan dalam berbagai hal, seperti: sanitasi, air pendingin, air proses, dan air untuk feed boiler.
2. Steam, digunakan untuk keperluan pemanas.
3. Listrik, digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Bahan bakar, digunakan sebagai bahan bakar boiler.

6.1. Unit Sistem Pengolahan Air dan Kebutuhan Air

6.1.1 Sistem Pengolahan Air

Air sungai yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung kotoran, garam dan lain-lain. Oleh sebab itu, air sungai perlu diproses terlebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air sungai sebagai sumber air yang dipompa ke bak penampungan awal untuk mengendapkan partikel-partikel berat kemudian dipompa ke tangki pengendapan dan tangki pencampur, lalu ditambahkan tawas (Al_2SO_4)₃ dan kapur (CaO) untuk mengendapkan partikel/kotoran yang ada, kemudian dipompa ke sand filter menuju ke bak penampungan air bersih, selanjutnya dari bak penampungan air bersih ini didistribusikan untuk memenuhi keperluan pabrik.

Kebutuhan air sanitasi dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak desinfektan dengan menambahkan kaporit dan klorin untuk membunuh kuman. Selanjutnya dari bak ini dipompa untuk kebutuhan sanitasi.

Kebutuhan air untuk air umpan boiler dipompa ke tangki anion dan kation exchanger untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air ditampung di bak penampungan umpan boiler kemudian dipompakan ke boiler untuk kebutuhan air umpan. Untuk mengurangi kebutuhan air yang besar maka kebutuhan air pendingin dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air pendingin kemudian dipompakan ke Cooling Tower untuk didinginkan sebelum direcycle ke bak penampungan untuk diproses kembali

6.1.2 Kebutuhan Air

Unit ini berfungsi menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air di dalam pabrik, antara lain untuk kepentingan:

a. Air untuk penyediaan sarana umum dan sanitasi

Air yang digunakan untuk penyediaan sarana umum adalah air yang dibutuhkan untuk sarana dalam pemenuhan kebutuhan pegawai dalam hal MCK dan untuk keperluan kantor lainnya. Air sanitasi digunakan untuk pencucian atau pembersihan peralatan pabrik, utilitas, laboratorium, dan lainnya. Beberapa persyaratan untuk air sanitasi adalah sebagai berikut.

Tabel 6. 1 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

| No | Parameter Wajib | Unit | Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum) |
|----|---|------|------------------------------------|
| 1. | Kekeruhan | NTU | 25 |
| 2. | Warna | TCU | 50 |
| 3. | Zat padat terlarut (<i>Total Dissolved Solid</i>) | mg/L | 1000 |
| 4. | Suhu | °C | Suhu udara |
| 5. | Rasa | | Tidak berasa |
| 6. | Bau | | Tidak berbau |

Sumber : Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 6. 2 Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

| No | Parameter Wajib | Unit | Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum) |
|----|-----------------|-----------|------------------------------------|
| 1. | Total coliform | CFU/100ml | 50 |
| 2. | E. Coli | CFU/100ml | 0 |

Sumber : Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 6. 3 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

| No | Parameter Wajib | Unit | Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum) |
|----|--------------------------------|------|------------------------------------|
| 1. | pH | mg/L | 6,5 - 8,5 |
| 2. | Besi | mg/L | 1 |
| 3. | Fluorida | mg/L | 1,5 |
| 4. | Kesadahan (CaCO ₃) | mg/L | 500 |
| 5. | Mangan | mg/L | 0,5 |

| | | | |
|----------|----------------------------|------|-------|
| 6. | Nitrat, sebagai N | mg/L | 10 |
| 7. | Nitrit, sebagai N | mg/L | 1 |
| 8. | Sianida | mg/L | 0,1 |
| 9. | Deterjen | mg/L | 0,05 |
| 10. | Pestisida total | mg/L | 0,1 |
| Tambahan | | | |
| 1. | Air raksa | mg/L | 0,001 |
| 2. | Arsen | mg/L | 0,05 |
| 3. | Kadmium | mg/L | 0,005 |
| 4. | <i>Kromium</i> (valensi 6) | mg/L | 0,05 |
| 5. | Selenium | mg/L | 0,01 |
| 6. | Seng | mg/L | 15 |
| 7. | Sulfat | mg/L | 400 |
| 8. | Timbal | mg/L | 0,05 |

Sumber : Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 6. 4 Kebutuhan Air untuk Penyediaan Sarana Umum dan Sanitasi

| No | Kebutuhan | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------------|--|-----------------|
| 1 | Air untuk karyawan dan perkantoran untuk 100L/orang/hari x 200 Orang | 833,3 |
| 2 | Air untuk keperluan umum (Laboratorium, kantor, dan pencucian peralatan, dll) | 125 |
| Total kebutuhan air | | 958,3 |

b. Air proses

1. Air umpan *boiler*

Air ini digunakan sebagai umpan *boiler* yang akan menghasilkan *steam*.

Steam jenuh yang dihasilkan *boiler* memiliki suhu 145°C dengan tekanan 13,65

kPa. Peralatan-peralatan yang membutuhkan *steam* dapat dilihat pada Tabel 6.5.

Tabel 6. 5 Kebutuhan Air untuk Pembangkit *Steam*

| No | Kebutuhan | Jumlah |
|----------------------------|------------------|--------------------|
| 1 | Air umpan boiler | 64.985,2502 |
| 2 | Air make up | 11.063,9641 |
| Total kebutuhan air | | 76.049,2144 |

Persyaratan air umpan *boiler* dapat dilihat pada Tabel 6.6 dibawah ini.

Tabel 6. 6 Rekomendasi Batas Air Umpan (*IS 10392, 1982*)

| Faktor | Hingga 20 kg/cm ³ | 21- 39 kg/cm ³ | 40-59 kg/cm ³ |
|------------------------------|---------------------------------|---------------------------|--------------------------|
| Total besi (maks), ppm | 0,05 | 0,02 | 0,01 |
| Total tembaga (maks), ppm | 0,01 | 0,01 | 0,01 |
| Total silica (maks), ppm | 1,0 | 0,3 | 0,1 |
| Oksigen (maks), ppm | 0,02 | 0,02 | 0,01 |
| Residu hidrasin, ppm | | - | 0,02 – 0,04 |
| pH pada 25°C | 8,8 - 9,2 | 8,8 - 9,2 | 8,8 - 9,2 |
| Kesadahan, ppm | 1,0 | 0,5 | - |

2. Air pendingin

Air pendingin yaitu air yang diperlukan untuk proses-proses pertukaran/perpindahan panas dengan tujuan untuk memindahkan panas dari suatu zat di dalam aliran ke dalam air.

Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas adalah karena faktor berikut:

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relative murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu

- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin, yaitu:

- Kesadahan (*hardness*), dapat menyebabkan kerak.
- Kadar besi, dapat menimbulkan korosi.
- Minyak, merupakan penyebab turunnya *heat transfer coefficient* dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Tabel 6. 7 Kebutuhan Air Pendingin

| No | Kebutuhan | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------------|--------------------------------|-----------------------|
| 1 | Tangki pendingin I | 17.367,6751 |
| 2 | Reaktor likuifikasi | 5.046,4775 |
| 3 | Tangki pendingin II | 60.762,3245 |
| 4 | Reaktor sakarifikasi | 1.088.610,7748 |
| 5 | <i>Barometric condenser I</i> | 130.829,2489 |
| 6 | <i>Barometric condenser II</i> | 89.180,8468 |
| 7 | Reaktor isomerasi | 1.847.112,2145 |
| Total kebutuhan air | | 3.400.855,0403 |
| <i>Over Design 5%</i> | | |

3. Air proses

Tabel 6. 8 Kebutuhan Air untuk Air Proses

| No | Kebutuhan | Jumlah |
|----------------------------|------------------------|------------------|
| 1 | Tangki <i>mixing</i> I | 19.576,5982 |
| 2 | RVDF | 5.230,5214 |
| 3 | Tangki penampung HCl | 20,2116 |
| 4 | Tangki penampung NaOH | 0,1178 |
| Total kebutuhan air | | 29.792,94 |
| <i>Over Design 20%</i> | | |

Secara keseluruhan, total air proses yang dibutuhkan adalah sebanyak 3.507.019,93 kg/jam dengan rincian sebagai berikut.

Tabel 6. 9 Kebutuhan air untuk air proses

| No | Penggunaan | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------------|---|-----------------------|
| 1. | Air untuk penyediaan sarana umum dan sanitasi | 958,3 |
| 2. | Air proses | 3.507.019,93 |
| Total kebutuhan air | | 3.507.978,2634 |

6.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan oleh pabrik HFS ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut:

- Untuk listrik pada proses produksi digunakan listrik yang berasal dari PLN dan generator digunakan jika sewaktu-waktu ada gangguan dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik, kantor, dan lainnya diambil dari PLN.

6.3 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dalam pabrik HFS ini berasal dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari. Untuk pabrik HFS dibutuhkan steam sebanyak 65.261,03 kg/jam.

6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar

cair yakni solar (untuk generator) dan fluel oil (untuk boiler) yang diperoleh dari Pertamina atau distribusinya.

6.5 Unit Pengolahan Limbah

Beberapa limbah yang dihasilkan dari pabrik HFS adalah sebagai berikut:

1. Air buangan sanitasi.

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik, pencucian, dan dapur dapat langsung dibuang ke pembuangan umum sedangkan kotoran yang berasal dari toilet dibuang ke tempat pembuangan khusus *septic tank*.

2. Air buangan dari peralatan proses

Air buangan dari peralatan proses yang mengandung bahan organik yang mungkin disebabkan oleh: 1) kebocoran dari suatu peralatan, 2) kebocoran karena tumpah pada saat pengisian, dan 3) pencucian atau perbaikan peralatan.

Air buangan yang mengandung bahan organik ini dilakukan pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Larutan organik dibagian atas dialirkan ke tungku pembakaran sedangkan air dibagian bawah dialirkan ke tempat penampungan akhir yang kemudian dapat dibuang ke pembuangan umum.

3. Sisa pati

Sisa pati yang tidak bereaksi dalam proses dapat diberikan untuk pakan ternak.

6.6 Laboratorium

6.6.1 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pendukung, analisa proses dan analisa kualitas produk. Selain itu laboratorium juga sangat berperan dalam hal penelitian dan pengembangan serta penemuan-penemuan baru sehingga kemajuan pabrik dan daya saing pabrik tetap berkembang.

Tugas laboratorium yaitu :

- a. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan
- b. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- c. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- d. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik
- e. Melakukan penelitian dan pengembangan

6.6.2 Program Kerja Laboratorium

Laboratorium dibagi menjadi beberapa bagian untuk mempermudah dan menunjang system kerja antara lain sebagai berikut :

- Laboratorium Pengamatan Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan pemeriksaan dan pengamatan terhadap semua aliran yang berasal

dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “Certificate of Quality” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku, produk samping, dan produk akhir.

- Laboratorium Analitik Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimia bahan baku, bahan pendukung dan hasil produk. Analisa bahan baku dan produk meliputi kemurnian, kadar air, densitas, viskositas, titik didih, specific gravity, dan kandungan impuritas.

- Analisis keperluan utilitas

Analisa dilakukan terhadap air proses yang digunakan, air sanitasi, air umpan boiler, dan analisis resin penukar ion.

- Analisis limbah

Limbah dianalisis dan dikontrol secara seksama sesuai dengan standar yang ditentukan. Sementara, jika ada limbah yang tidak dapat diolah sendiri, akan dikirim ke perusahaan pembuangan limbah yang ditunjuk pemerintah untuk dibuang. Dengan demikian, pencemaran yang berdampak negatif terhadap lingkungan dan masyarakat sekitar dapat dihindari sesuai dengan undang-undang terkait dan persyaratan sistem manajemen lingkungan ISO 1400.

- Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dengan proses untuk meningkatkan hasil akhir.

Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Air Sungai

Tabel 6. 10 Pompa Air Sungai

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | J-01 |
| Fungsi | Mengalirkan air sungai menuju bak penampung air sungai (<i>reservoir</i>) |
| Jumlah | 2 buah (1 pompa sebagai cadangan) |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 1.750.155,0693 kg/jam |
| Efisiensi | 91% |
| Brake kW | 33,4788 kW |
| Power motor | 60 Hp |
| Bahan | <i>Commercial steel</i> |

2. Bak Air Sungai

Tabel 6. 11 Bak Air Sungai

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | T-01 |
| Fungsi | Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai |
| Jumlah | 1 buah |
| Bentuk | Persegi panjang |
| Konstruksi | Beton bertulang |
| Volume air | 3.515,4971 m ³ |
| Volume bak | 3.700,5232 m ³ |
| Ukuran | Panjang : 38,4735 m Lebar : 19,2367 m Tinggi : 5 m |

3. Tangki Pelarutan Koagulan

Tabel 6. 12 Tangki Pelarutan Koagulan

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------|--|
| Kode | MT-01 |
| Fungsi | Mengikat partikel-partikel kecil dengan menggunakan koagulan |
| Jumlah | 1 buah |
| Diameter | 20,4324 m |
| Tinggi silinder | 10,2162 m |
| Tinggi konis | 5,1081 m |
| Material | Carboon steel |
| Bentuk pengaduk | Propeller |
| Daya motor | 1 hp |

4. Bak Sand Filter (T-05)

Tabel 6. 13 Bak Sand Filter

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------|---|
| Kode | T-05 |
| Fungsi | Menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa |
| Jumlah | 4 buah |
| Bentuk | Persegi panjang |
| Konstruksi | Beton |
| Volume air | 3.515,4971 m ³ |
| Volume bak | 976,5270 m ³ |
| Ukuran bak | Panjang : 16,7035 m Lebar : 8,3518 m Tinggi : 7 m |
| Ukuran saringan | Tinggi pasir : 0,9144 m Tinggi kerikil : 0,6096 m Tinggi air dibawah lapisan pasir : 1,2192 m Tinggi air diatas lapisan pasir : 1,2192 m |

5. Bak Penampung Air Bersih

Tabel 6. 14 Bak Penampung Air Bersih

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | T-02 |
| Fungsi | Menampung air bersih yang keluar dari bak sand filter |
| Jumlah | 1 buah |
| Konstruksi | Beton |
| Volume air | 3.515,4971 m ³ |
| Volume bak | 3.906,1079 m ³ |
| Ukuran | Panjang : 39,5278 m Lebar : 19,7639 m Tinggi : 5 m |

6. Bak Air Pendingin

Tabel 6. 15 Bak Air Pendingin

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|---|
| Kode | T-03 |
| Fungsi | Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik |
| Jumlah | 1 buah |
| Konstruksi | Beton |
| Volume air | 3,412,2257 m ³ |
| Volume bak | 4.014,3832 m ³ |
| Ukuran | Panjang : 44,8017 m Lebar : 22,4008 m Tinggi : 4 m |

7. Pompa Bak Air Pendingin

Tabel 6. 16 Pompa Bak Air Pendingin

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-05 |
| Fungsi | Mengalirkan air Pendingin menuju alat proses |
| Jumlah | 2 buah |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 1.698.742,4337 kg/jam |
| Efisiensi | 89% |
| Brake kW | 31,8856 kW |
| Power motor | 60 Hp |
| Bahan | <i>Commercial steel</i> |

8. Cooling Tower

Tabel 6. 17 Cooling Tower

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------------|---|
| Kode | CT-01 |
| Fungsi | Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh alat proses dan mengolahnya dari temperature 45°C menjadi 30°C |
| Jumlah | 3 buah |
| Konstruksi | Beton |
| Tipe | Induced draft cooling tower dengan bahan isian berl saddle 1 in |
| Kapasitas | 4.769,5332 gpm |
| Power motor <i>fan</i> | 150 Hp |

9. Pompa Bak Cooling Tower *Resirkulasi*

Tabel 6. 18 Pompa Bak Cooling Tower *Resirkulasi*

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | J-06 |
| Fungsi | Mengalirkan air pendingin hasil (resirkulasi) cooling tower menuju bak penampung air pendingin |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 161.784,9937 kg/jam |
| Efisiensi | 83% |
| Brake kW | 2,4842 kW |
| Power motor | 5 Hp |
| Bahan | <i>Commercial steel</i> |

10. Kation Exchanger

Tabel 6. 19 Kation Exchanger

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------|---|
| Kode | KE-01 |
| Fungsi | Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air |
| Bentuk | Silinder dengan bed resin |
| Laju alir volumetrik | 264.556,2940 gpm |
| Diameter bed | 3,2970 m |
| Luas penampang bed | 8,5340 m ² |
| Tinggi bed resin | 1,7403 ft |
| Material | Baja tahan karat |

11. Anion Exchanger

Tabel 6. 20 Kation Exchanger

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------|---|
| Kode | AE-01 |
| Fungsi | Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air |
| Bentuk | Silinder dengan bed resin |
| Laju alir volumetrik | 264.556,2940 gpm |
| Diameter bed | 2,4923 m |
| Luas penampang bed | 4,8766 m ² |
| Tinggi bed resin | 0,9283 m |
| Material | Baja tahan karat |

12. Bak Air Boiler

Tabel 6. 21 Bak Air Boiler

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | T-06 |
| Fungsi | Menampung air kebutuhan boiler |
| Jumlah | 1 buah |
| Konstruksi | Beton |
| Volume air | 1.559,6460 m ³ |
| Volume bak | 1.732,9400 m ³ |
| Ukuran | Panjang : 29,4359 m Lebar : 14,7179 m Tinggi : 4 m |

13. Pompa Air Umpan Boiler

Tabel 6. 22 Pompa Air Umpan Boiler

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | J-04 |
| Fungsi | Mengalirkan air umpan boiler menuju boiler |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 64.985,2502 kg/jam |
| Efisiensi | 73% |
| Brake kW | 1,3550 kW |
| Power motor | 3 Hp |
| Bahan | <i>Commersial steel</i> |

14. Bak Air Sanitasi

Tabel 6. 23 Bak Air Sanitasi

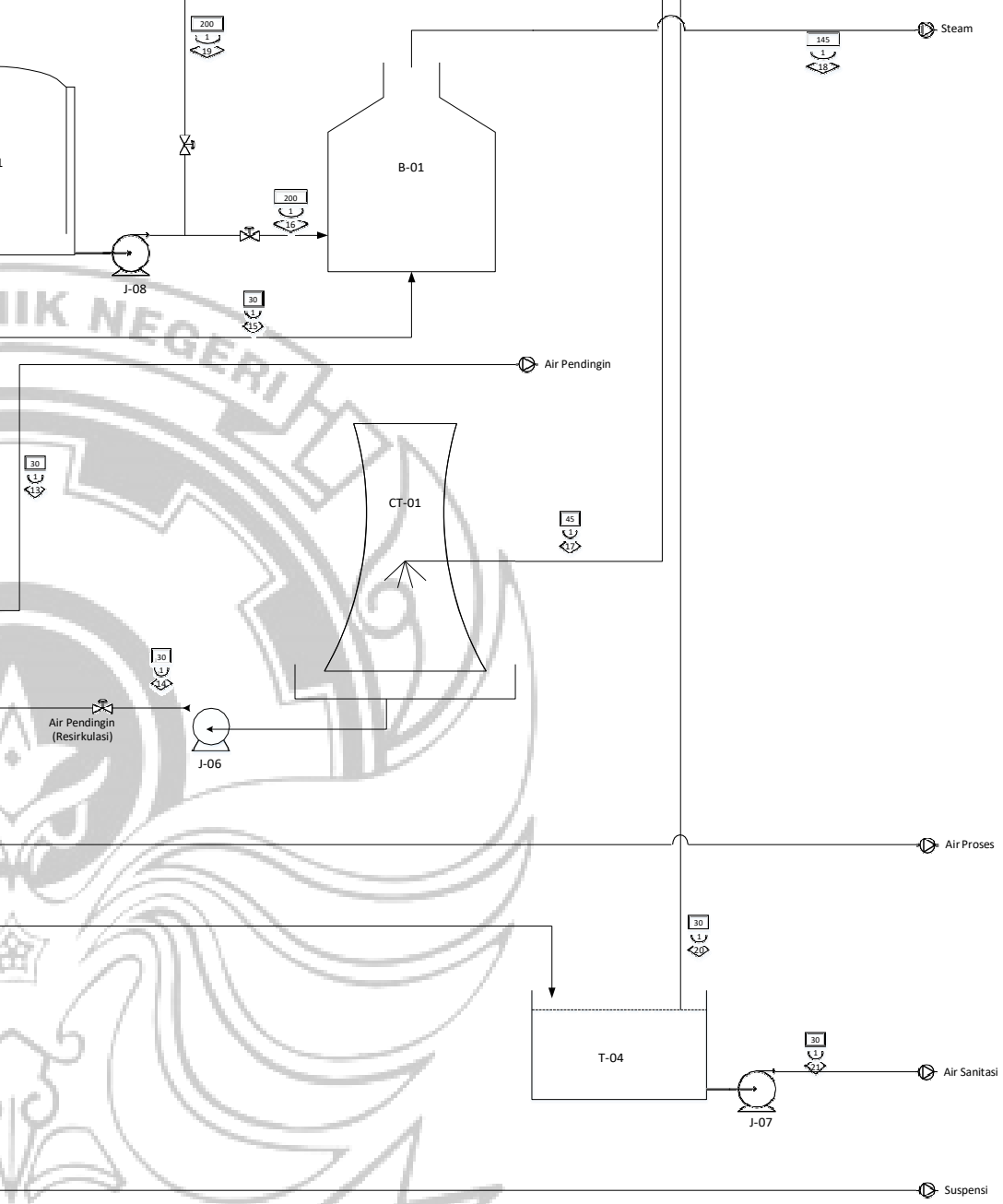
| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | T-04 |
| Fungsi | Menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit |
| Jumlah | 1 buah |
| Konstruksi | Beton |
| Volume air | 23,0998 m ³ |
| Volume bak | 25,6664 m ³ |
| Ukuran | Panjang : 2,5331 m Lebar : 1,2666 m Tinggi : 8 m |

15. Pompa Air Sanitasi

Tabel 6. 24 Pompa Air Sanitasi

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-07 |
| Fungsi | Mengalirkan air dari bak air sanitasi menuju pabrik/kantor |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | Centrifugal pump |
| Kapasitas | 23.000 kg/hari |
| Efisiensi | 67% |
| Brake kW | 0,5238 kW |
| Power motor | 1 Hp |
| Bahan | <i>Commercial steel</i> |





| | | | |
|----|-------|-------------------------------|---|
| 1 | T-01 | Bak air sungai | 1 |
| 2 | T-02 | Bak air bersih | 1 |
| 3 | T-03 | Bak air pendingin | 1 |
| 4 | T-04 | Bak air sanitasi | 1 |
| 5 | T-05 | Bak sand filter | 4 |
| 6 | T-06 | Bak air umpan boiler | 1 |
| 7 | FT-01 | Fuel Tank | 1 |
| 8 | J-01 | Pompa air sungai | 2 |
| 9 | J-02 | Pompa bak air sungai | 2 |
| 10 | J-03 | Pompa air bersih | 2 |
| 11 | J-04 | Pompa air umpan boiler | 1 |
| 12 | J-05 | Pompa air pendingin | 2 |
| 13 | J-06 | Pompa sirkulasi cooling tower | 1 |
| 14 | J-07 | Pompa air sanitasi | 1 |
| 15 | MT-01 | Tangki pengendapan | 1 |
| 16 | B-01 | Boiler | 1 |
| 17 | J-08 | Pompa tangki bahan bakar | 1 |
| 18 | KE-01 | Kation Exchanger | 1 |
| 19 | AE-01 | Anion exchanger | 1 |
| 20 | CT-01 | Cooling tower | 3 |

| 13,00 | 14,00 | 15,00 | 16,00 | 17,00 | 18,00 | 19,00 | 20,00 | 21,00 |
|-------|-------|-----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | 69.261,03 | | | | | | |
| | | | | | | | 0,00 | |
| | | | | | | | | 0,96 |

| | | |
|--|----------|--|
| Digambar Oleh: | | |
| 1. Sri Maharani | 43120027 | |
| 2. Jusnaeni | 43120028 | |
| Pembimbing: | | |
| 1. Ir. Hastami Murdiningasih, M.T. | | |
| 2. Drs. Abdul Azis, M.T. | | |
| PRA RANCANGAN PABRIK HIGH FRUCTOSE SYRUP | | |

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Dalam rangka pengoperasian pabrik, pemasangan alat-alat instrumentasi sangat dibutuhkan dalam memperoleh hasil produksi yang optimal. Pemasangan alat-alat instrumentasi disini bertujuan sebagai pengontrol jalannya proses produksi dari peralatan-peralatan pada awal sampai akhir produksi, dimana dengan alat instrumentasi tersebut, kegiatan maupun aktifitas tiap-tiap unit dapat tercatat kondisinya sehingga sesuai dengan kondisi operasi yang dikehendaki, serta mampu memberikan tanda-tanda apabila terjadi penyimpangan selama proses produksi berlangsung.

Dalam pengoperasian dan pengendalian alat-alat proses, diperlukan system instrumentasi yang dapat mengukur, mengindikasikan, dan mencatat variabel-variabel proses. Variabel proses itu terdiri dari temperatur, tekanan, laju alir, dan ketinggian. Pengendalian alat-alat proses dipusatkan di ruang kendali, walaupun dapat pula dilakukan langsung di lapangan. Pengendalian terhadap kualitas bahan baku dan produk dilakukan di laboratorium pabrik.

Sistem pengendalian di pabrik HFS ini menggunakan *Distributed Control System* (DCS). Sistem ini menggunakan computer mikroprosesor yang membagi aplikasi besar menjadi sub-sub yang lebih kecil. Data yang diperoleh dari elemen-elemen sensor diolah dan disimpan. Pengendalian dilakukan dalam *Programmable Logic Controller* dengan cara mengubah data-data tersebut menjadi sinyal elektrik untuk pembukaan atau penutupan *valve-valve*. Untuk

melakukan perhitungan matematis yang rumit dan kompleks dibutuhkan *Supervisor Control System (SCS)*.

Beberapa kemampuan yang dimiliki oleh SCS adalah:

1. Kalkulasi termodinamik
2. Prediksi sifat/komposisi produk dan control
3. Menyimpan data dalam jangka waktu yang panjang

Tingkatan ini dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 7. 1 Tingkatan dan Fungsi CSC

| No | Tingkatan | Fungsi |
|----|---|---|
| 1. | <i>Regulatory and Sequential Control</i> | Memantau, mengendalikan, dan mengatur berbagai actuator dan perangkat lapangan yang berhubungan langsung dengan proses |
| 2. | <i>Supervisory Control System</i> | - Mengkoordinasikan kegiatan satu atau lebih DCS - Menyediakan <i>plantwide summary</i> dan <i>plantwide process overview</i> |
| 3. | Sistem informasi yang dibutuhkan oleh <i>Local Plant Management</i> | Pengaturan operasi hari ke hari, seperti penjadwalan produk, pemantauan operasi, laboratorium jaminan kualitas, akumulasi data produksi – biaya, dan <i>tracking shipment</i> . |
| 4. | <i>Management Information System</i> | Mengkoordinasikan informasi keuangan, penjualan, dan pengembangan produk pada tingkat perusahaan. |

Pengendalian terhadap variable proses dilakukan dengan system pengendali elektronik. Variabel-variabel yang dikendalikan berupa temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan.

7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

Dalam prarencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja harus diperhatikan. Kestinambungan suatu perusahaan dipengaruhi oleh keadaan karyawannya. Dengan adanya keselamatan kerja dari suatu perusahaan berarti adanya suatu usaha untuk menciptakan unjuk kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran, dan hal lain yang membahayakan. Ruang lingkup bagian keselamatan kerja secara umum meliputi:

- a. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya bahan kimia, dan penyakit yang timbul akibat kerja.
- b. Mengamankan alat-alat instalasi, alat-alat produksi, dan bahan-bahan produksi.
- c. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

Jika kecelakaan kerja terjadi, maka hal ini dapat menimbulkan banyak kerugian, baik dari segi ekonomi maupun sosial. Usaha-usaha yang dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja para karyawan dan pabrik itu sendiri antara lain:

- a. Membina dan memberikan keterampilan serta latihan keselamatan kerja bagi karyawan.
- b. Mengadakan pengawasan yang ketat bagi proses.
- b. Memberikan sanksi bagi yang melanggar ketertiban.

Pencegahan yang disebabkan oleh kondisi yang berbahaya, diprioritaskan sesuai dengan tingkatan bahaya yang terjadi, menghilangkan sumber bahaya,

mengendalikan bahaya, dan memakai pelindung diri. Bahaya kecelakaan yang dapat terjadi pada pabrik ini adalah bahaya dari bahan kimia dan bahaya mekanis. Usaha-usaha dapat dilakukan untuk mencegah terjadinya tindakan ataupun kondisi yang membahayakan, namun tentunya harus disertai kesadaran dan disiplin yang tinggi dalam upaya menciptakan keselamatan kerja.



BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Bentuk Badan Perusahaan

Perusahaan adalah suatu unit kegiatan ekonomi yang diorganisasikan dan dioperasikan untuk menyediakan barang dan jasa bagi konsumen agar memperoleh keuntungan. Sistem pengelolaan (manajemen) organisasi perusahaan bertugas untuk mengatur, merencanakan, melaksanakan dan mengendalikan perusahaan dengan efektif dan efisien. Selain itu, untuk mendapatkan profit yang optimal juga harus didukung oleh pembagian tugas dan wewenang yang jelas dari setiap personil yang terlibat dalam perusahaan.

Keberhasilan suatu pabrik sangat tergantung pada bentuk dan struktur perusahaan serta organisasinya. Oleh karena itu, diperlukan pemilihan bentuk dan struktur perusahaan serta organisasi yang sesuai. Bentuk badan perusahaan dalam pabrik HFS ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi dalam beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

3. Segala hal yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan, sehingga tanggung jawab pemegang saham terbatas.
4. Kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan karena kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cakap dan berpengalaman.

8.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Struktur organisasi yang sesuai untuk diterapkan pada perusahaan ini adalah system *line and staff*, mengingat pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang baanyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pemimpin perusahaan.

Adapun pembagian kerja dari masing-masing jabatan dapat dijelaskan sebagai berikut:

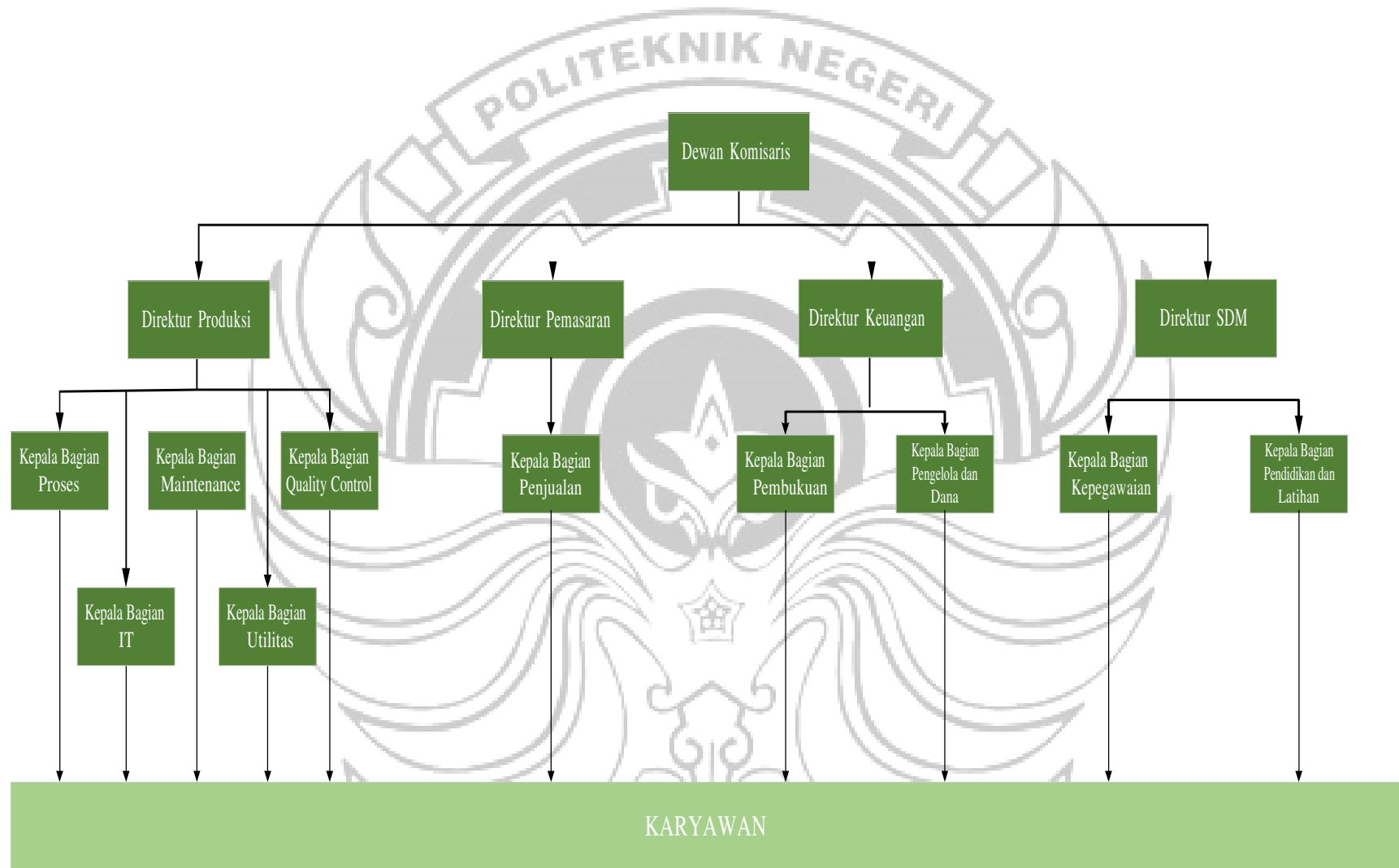
1. Dewan komisaris.

Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian sehingga dapat diberhentikan sewaktu-waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham persereoaan tersebut.

2. Direktur utama.

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi yang memegang kepengurusan dalam perusahaan. Direktur utama juga menjadi penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.





Gambar 8 1 Struktur Organisasi Perusahaan

3. Direktur Produksi.

Direktur produksi berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dibantu oleh empat orang kepala bagian, yaitu kepala bagian proses, quality control, utilitas, dan maintenance. Tugas direktur produksi antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang produksi, konstruksi pabrik dan quality bahan baku serta produk yang dihasilkan agar maksimal, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi, c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Pemasaran.

Direktur pemasaran berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini, direktur pemasaran dibantu oleh dua orang kepala bagian yang masing-masing menangani bidang promosi dan penjualan, dan membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur pemasaran antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang pemasaran agar diperoleh hasil maksimal, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian pemasaran, c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

5. Direktur Keuangan.

Direktur keuangan berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan yang masing-masing membawahi karyawan di bidangnya.

6. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Direktur SDM berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur SDM antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian kepegawaian, c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian kepegawaian untuk mengadakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Sekretaris.

Sekretaris dalam suatu perusahaan merupakan posisi administratif sebagai asisten atau pendukung yang memiliki tugas rutin administratif serta tugas pribadi pimpinan/atasannya (direktur utama, direktur produksi, direktur pemasaran, direktur keuangan, direktur SDM).

8. Kepala Bagian Proses.

Kepala bagian proses berperan mengusahakan proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien sehingga dihasilkan produk dengan biaya produksi minimal, namun berkualitas dan harga jualnya mampu bersaing.

9. Kepala Bagian Quality Control.

Kepala bagian quality control bertugas: a) Mengontrol kualitas produk dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis, b) Menganalisa bahan baku proses dan produk secara kimia maupun fisik, dan c) Mengumpulkan fakta-fakta yang berkaitan dengan kualitas bahan baku dan produk kemudian mengevaluasinya.

10. Kepala Bagian Penjualan.

Kepala bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.

11. Kepala Bagian Pembukuan.

Kepala bagian pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.

12. Kepala Bagian Pengelolaan Dana.

Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.

13. Kepala Bagian Kepegawaian.

Kepala bagian kepegawaian bertugas mengurus kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

14. Kepala Bagian Pendidikan dan Pelatihan.

Kepala bagian pendidikan dan pelatihan tugasnya mengurus penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.

8.3 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Tugas dewan komisaris meliputi: a) Mengawasi tindakan direktur agar tidak merugikan perseroan, b) Menetapkan kebijaksanaan perusahaan, c) Mengadakan evaluasi/pengawasan mengenai hasil yang diperoleh perusahaan, dan d) Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan. Adapun wewenang dewan komisaris meliputi : a) Berhak meminta penjelasan tentang segala hal mengenai perusahaan kepada Direksi, b) Dapat memberhentikan sementara anggota Direksi jika dianggap perlu, c) Mengusulkan penunjukan auditor eksternal, d) Dapat membentuk komite-komite lain selain komite Audit untuk mendukung pelaksanaan tugasnya, e) Mengambil keputusan di luar rapat Dewan Komisaris jika semua anggota menyetujui secara tertulis.

2. Direktur Utama

Tugas direktur utama antara lain adalah a) Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana- rencana perusahaan dan cara melaksanakannya, b) Menetapkan sistem organisasi perusahaan dan

menetapkan pembagian kerja serta tanggung jawab bagian dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan, c) Mengadakan koordinasi dengan semua bagian, d) Memberikan instruksi kepada direktur bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing, e) Mempertanggungjawabkan segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan kepada dewan komisaris, f) Menentukan kebijakan keuangan. Selain tugas-tugas di atas, direktur utama juga secara sah berhak mewakili perusahaan di segala hal yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Adapun wewenang Direktur Utama meliputi :

- a) Mewakili Direksi dalam hal ini Direktur Utama memiliki hak untuk bertindak atas nama Direksi dan mewakili perusahaan dalam semua hal yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan,
- b) Mengambil keputusan strategis,
- c) Menandatangani dokumen, dan
- d) Meminta nasihat dalam hal ini ia dapat berkonsultasi dan meminta nasihat dari Dewan Komisaris kapan saja untuk memastikan keputusan yang diambil sesuai dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Tugas direktur produksi antara lain:

- a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang produksi, konstruksi pabrik dan quality bahan baku serta produk yang dihasilkan agar maksimal,
- b) Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi,
- c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing, dan
- d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

Adapun wewenang Direktur Produksi meliputi:

- a) Mengambil keputusan

operasional, b) Mengawasi proses produksi, c) Menyusun kebijakan produksi, dan d) Mengelola Tim Produksi.

4. Direktur Pemasaran

Tugas direktur pemasaran antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang pemasaran agar diperoleh hasil maksimal, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian pemasaran, c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Adapun wewenang Direktur Pemasaran meliputi: a) Menetapkan kebijakan mengenai seluruh aktivitas pemasaran, b) Merumuskan dan menetapkan harga jual produk, dan c) Mengidentifikasi, mengembangkan dan mengevaluasi strategi pemasaran.

5. Direktur Keuangan

Tugas direktur keuangan antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang keuangan dan pembukuan perusahaan agar diperoleh keuntungan maksimal, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian keuangan, c) Memberikan instruksi kepada kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan untuk mengadakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Adapun wewenang Direktur Keuangan meliputi: a) Mengelola kinerja keuangan, b) Menyusun dan mengawasi laporan keuangan, serta c) Merencanakan strategi keuangan.

6. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Tugas direktur SDM antara lain: a) Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik, b) Mengadakan koordinasi dengan bagian kepegawaian, c) Memberikan instruksi kepada kepala bagian kepegawaian untuk mengadakan tugas masing-masing, dan d) Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Adapun wewenang Direktur SDM meliputi: a) Merumuskan dan menetapkan kebijakan serta strategi pengelolaan SDM, b) Mengawasi proses rekrutmen, seleksi, dan penempatan karyawan baru, serta c) Menyusun dan mengawasi program pengembangan kompetensi karyawan

7. Sekretaris

Beberapa tugas sekretaris antara lain : a) Menyiapkan agenda rapat pimpinan, b) Menerima telepon untuk pimpinan, c) Membuat janji dengan klien, dan d) Perwakilan meeting (relasi & notulensi). Adapun wewenang Sekretaris meliputi : a) Pengelolaan administrasi, b) Koordinasi kegiatan, c) Penghubung Komunikasi, dan d) Menyusun laporan.

8. Kepala Bagian Proses

Kepala bagian proses berperan mengusahakan proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien sehingga dihasilkan produk dengan biaya produksi minimal, namun berkualitas dan harga jualnya mampu bersaing. Adapun wewenang Kepala bagian proses meliputi: a) Mengawasi

proses produksi, serta b) Mengembangkan dan merumuskan prosedur operasional.

9. Kepala Bagian Quality Control

Kepala bagian quality control bertugas: a) Mengontrol kualitas produk dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis, b) Menganalisa bahan baku proses dan produk secara kimia maupun fisik, dan c) Mengumpulkan fakta-fakta yang berkaitan dengan kualitas bahan baku dan produk kemudian mengevaluasinya. Adapun wewenang Kepala bagian quality control meliputi: a) Mengawasi dan mengendalikan proses produksi, b) Menetapkan dan menerapkan prosedur operasional standar (SOP), serta c) Melakukan inspeksi dan pengujian terhadap bahan baku, barang setengah jadi, dan produk jadi.

10. Kepala Bagian Penjualan.

Kepala bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum. Adapun wewenang Kepala bagian penjualan meliputi: a) Menganalisis Data Penjualan, b) Mengawasi Proses Penjualan, serta c) Mengelola Anggaran Penjualan.

11. Kepala Bagian Pengelolaan Dana.

Bagian ini memiliki tugas dan wewenang untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.

12. Kepala Bagian Kepegawaian.

Kepala bagian kepegawaian memiliki tugas dan wewenang mengurus kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

13. Kepala Bagian Pembukuan

Kepala bagian pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.

14. Kepala Bagian Pendidikan dan Pelatihan.

Kepala bagian pendidikan dan pelatihan memiliki tugas dan wewenang mengurus penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.

8.4 Jam kerja Karyawan

Pabrik HFS direncanakan beroperasi selama 312 hari selama satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *Shut down* sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu:

1. Karyawan Reguler

Karyawan reguler adalah par karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan reguler yaitu direktur, *staf* ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan reguler dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dan libur pada hari sabtu, minggu, dan hari besar, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Tabel 8 1 Pembagian jam kerja dan istirahat karyawan reguler

| Jam Kerja | Waktu |
|---------------|---------------|
| Senin - Jumat | 07.00 – 16.00 |
| Jam Istirahat | Waktu |
| Senin - Kamis | 12.00 – 12.30 |
| Jumat | 11.30 – 13.00 |

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam dengan pengaturan sebagai berikut:

a. Karyawan produksi dan teknik

- *Shift* pagi : 07.00 – 15.00
- *Shift* siang : 15.00 – 23.00
- *Shift* malam : 23.00 – 07.00

b. Karyawan kewananan

- *Shift* pagi : 07.00 – 15.00
- *Shift* siang : 15.00 – 23.00
- *Shift* malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* terbagi dalam 4 regu dan dalam sehari terdapat 3 regu yang bekerja dan 1 regu libur dan dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal kerja masing-masing regu ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 8. 2 Jadwal Kerja Masing-masing Regu

| Hari/Regu | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|-----------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|
| 1 | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P |
| 2 | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S |
| 3 | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L |
| 4 | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M |

Keterangan :

P : Pagi

S : Siang

M : Malam

L : Libur

Jadi untuk kelompok kerja *shift* pada hari ke 13, jam kerja *shift* kembali seperti pada hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari. Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan.

8.5 Status Karyawan dan Sistem Kerja

Sistem pengupahan karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan, dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja. Menurut statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap hari akhir pekan.

3. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku, dan lain-lain. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Perincian gaji karyawan pabrik HFS dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 8 3 Perincian Gaji Pekerja

| No | Jabatan | Gaji/bulan | Jumlah | Jumlah/bulan |
|--------------|------------------------|---------------|------------|-------------------------|
| 1 | Direktur utama | Rp 28,000,000 | 1 | Rp 28,000,000 |
| 2 | Direktur produksi | Rp 20,000,000 | 1 | Rp 20,000,000 |
| 3 | Direktur pemasaran | Rp 18,000,000 | 1 | Rp 18,000,000 |
| 4 | Direktur keuangan | Rp 15,000,000 | 1 | Rp 15,000,000 |
| 5 | Direktur SDM | Rp 15,000,000 | 1 | Rp 15,000,000 |
| 6 | Sekretaris | Rp 11,000,000 | 5 | Rp 55,000,000 |
| Total | | | 10 | Rp 151,000,000 |
| 7 | Kepala Bagian | | | |
| | Proses | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Maintenance | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Quality control | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | IT | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Utilitas | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Promosi dan Penjualan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pembukuan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pengelola dan Dana | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Kepegawaian | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pendidikan dan Latihan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| 8 | Dokter | Rp 10,000,000 | 2 | Rp 20,000,000 |
| 9 | Perawat | Rp 7,000,000 | 2 | Rp 14,000,000 |
| Total | | | 14 | Rp 154,000,000 |
| 10 | Karyawan | | | |
| | Proses | Rp 7,000,000 | 67 | Rp 469,000,000 |
| | Maintenance | Rp 7,000,000 | 3 | Rp 21,000,000 |
| | Quality control | Rp 7,000,000 | 11 | Rp 77,000,000 |
| | IT | Rp 7,000,000 | 3 | Rp 21,000,000 |
| | Utilitas | Rp 7,000,000 | 27 | Rp 189,000,000 |
| | Penjualan | Rp 7,000,000 | 10 | Rp 70,000,000 |
| | Pembukuan | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Pengelola dan Dana | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Security | Rp 4,200,000 | 3 | Rp 12,600,000 |
| | Kepegawaian | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Pendidikan dan Latihan | Rp 7,000,000 | 2 | Rp 14,000,000 |
| Total | | | 141 | Rp 978,600,000 |
| 11 | Supir (harian) | Rp 4,200,000 | 3 | Rp 12,600,000 |
| 12 | Cleaning Service | Rp 2,500,000 | 8 | Rp 20,000,000 |
| 13 | Karyawan tidak tetap | Rp 2,500,000 | 24 | Rp 60,000,000 |
| Total | | | 35 | Rp 92,600,000 |
| Total | | | 200 | Rp 1,376,200,000 |

Total gaji per tahun = 12 x Rp1.376.200.000

= Rp16.514.400.000

BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

9.1 Deskripsi Tata Letak

Dalam menempatkan peralatan pabrik, tata letak alat proses, penyimpanan bahan baku dan produk atau gudang, transportasi, laboratorium, kantor harus disusun sedemikian rupa sehingga diperoleh koordinasi kerja yang efisien. Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menata pabrik agar efisien antara lain:

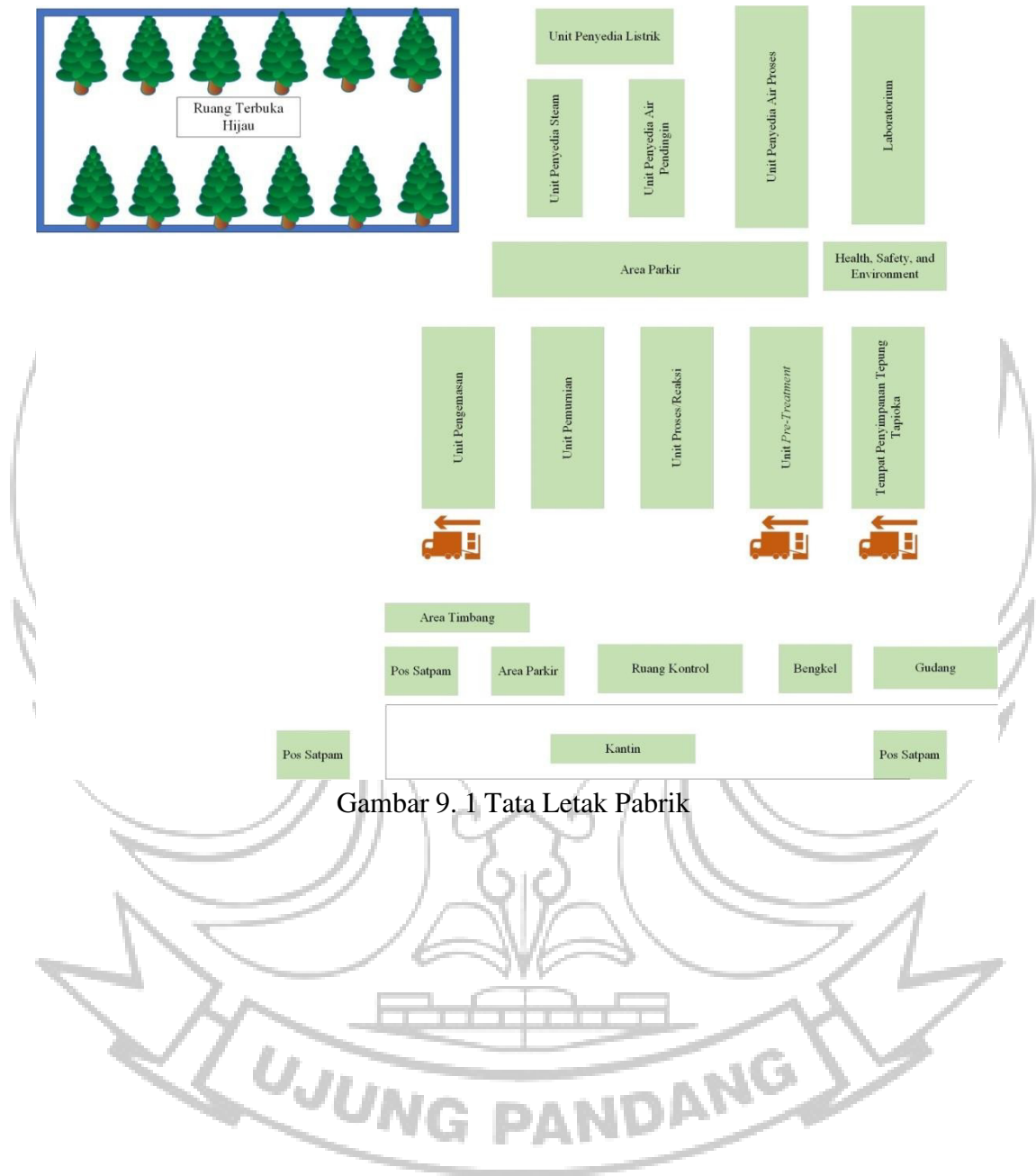
- a. Pemilihan lokasi memungkinkan untuk melakukan perluasan pabrik di masa yang akan datang.
- b. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
- c. Tata letak alat-alat pabrik disusun secara sistematis sehingga pengoperasian, pengawasan, dan perbaikan mudah dilakukan.
- d. Buangan proses tidak mengganggu operasi pabrik dan masyarakat sekitarnya.
- e. Aspek keselamatan kerja yang lebih terjamin.
- f. Aspek estetika yang disesuaikan dengan lingkungan yang ada.

9.2 Tata Letak Alat Proses

Berdasarkan faktor-faktor yang telah diuraikan sebelumnya, maka direncanakan luas pabrik yang akan didirikan memerlukan luas lahan sebagai berikut:

- a. Area pabrik 2,0 ha
- b. Area tanah untuk fasilitas penunjang 0,5 ha
- c. Area tanah untuk perluasan pabrik 0,5 ha

Untuk lebih jelasnya mengenai tata letak pabrik ini dapat dilihat pada gambar 9.1 di bawah ini:



Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik

BAB X ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi menjadi salah satu parameter kelayakan apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari segi ekonomi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam mendirikan pabrik HFS adalah :

- a. Tingkat pengembalian bunga (*Interest Rate Return*)
- b. Jangka waktu pengembalian pinjaman (*Pay Out Time*)
- c. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk menentukan faktor-faktor di atas, terlebih dahulu harus diketahui :

- a. Total investasi (*Total Capital Investment*)
- b. Biaya produksi (*Total Production Cost*)

10.1 Total Capital Investment (TCI)

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

Total Capital Investment secara garis besar dapat dibagi 2 bagian :

- a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment adalah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment (WCI) adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi).

Modal tersebut terdiri dari :

- a. Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian dan persediaan bahan baku.
- b. Biaya produksi
- c. Pajak
- d. Gaji karyawan

Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci maka dalam perencanaan ini digunakan metode *study estimate*. *Study estimate* adalah metode dimana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik.

10.2 Total Production Cost (TPC)

Total Production Cost terdiri dari :

1. *Manufacturing Cost (MC)* / Biaya Produksi

MC adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari :

a. *Direct Production Cost (DPC)*

DPC meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya super visi langsung, perawatan dan perbaikan, utilitas dan *royalty*, *operasi supply*.

b. *Fixed Changes* (FC)

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

c. *Plant Over Head Cost* (POC)

POC terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas servis, laboratorium, fasilitas penyimpanan.

2. *General Expenses* (GE)

GE yaitu biaya-biaya umum yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik, yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, biaya penelitian dan pengembangan (*research dan development*) serta pajak pendapatan.

10.3 Analisa Profitability

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah:

1. Tahun pertama 60%
2. Tahun kedua 80%
3. Tahun ketiga sampai kesepuluh 100%
4. Pajak pendapatan 30% dari laba kotor

a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

IRR berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup jumlah pengeluaran modal.

b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

POT merupakan waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal suatu pabrik.

c. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

BEP merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi disebut titik impas.

d. Cash Flow

Pembuatan *cash flow* dimaksudkan untuk mengetahui berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam. *Cash flow* dari pabrik yang direncanakan dapat dilihat pada table di Lampiran E.

Hasil-hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh pada lampiran E adalah sebagai berikut:

1. Total modal investasi (*Total Capital Investment*) : Rp981.701.626.156
2. Total biaya produksi (*Total Production Cost*) : Rp309.571.172.193
3. Hasil penjualan per tahun : Rp480.000.000.000
4. *Internal Rate of Return* sebesar : 12%
5. *Pay Out Time* selama : 3 tahun
6. *Break Even Point* sebesar : 52,07%

BAB XI KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik HFS dari tepung tapioka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik HFS berbahan baku tepung tapioka adalah 60.000 ton/tahun.
2. Bahan baku yang digunakan adalah tepung tapioka dengan kebutuhan tepung tapioka sebesar 121.977,42 ton/tahun.
3. Lokasi pendirian pabrik HFS berbahan baku tepung tapioka direncanakan di Kecamatan Ilir Timur II, Kota Palembang, Sumatera Selatan dengan mempertimbangkan persediaan bahan baku, persediaan air, tenaga kerja, dan sarana transportasi.
4. Proses pembuatan HFS berbahan baku tepung tapioka terdiri atas beberapa tahap, yaitu:
 - a. Tahap pembentukan sirup glukosa dari tepung tapioka
 - b. Tahap isomerasi sirup glukosa menjadi sirup fruktosa
 - c. Tahap penyelesaian
5. Pendirian pabrik HFS kapasitas 60.000 ton/tahun berbahan baku tepung tapioka diperlukan:
 - Total modal investasi sebesar Rp981.701.626.156
 - Total biaya produksi sebesar Rp309.571.172.193
 - Estimasi hasil penjualan per tahun sebesar Rp480.000.000.000

estimasi umur pabrik 10 tahun dengan waktu pengembalian pinjaman selama 3 tahun, dengan IRR sebesar 12% dan BEP sebesar 52,07%.



DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. 2016. Produksi Ubi kayu di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 16 Januari 2024
- Badan Pusat Statistik. 2020. Produksi Ubi Kayu di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 19 Januari 2024.
- Badan Pusat Statistik. 2022. Produksi Ubi Kayu di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 23 Januari 2024.
- Badan Pusat Statistik. 2024. Ekspor & Impor HFS di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 31 Januari 2024.
- Badan Pusat Statistik. 2024. Konsumsi HFS di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 20 Februari 2024.
- Badan Pusat Statistik. 2024. Produksi HFS di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 10 Februari 2024.
- Berghmans, E. and N.H. Aschengreen dalam P. Koivistoinen dan L. Hyvonen. 1980. *Starch Hydrolysates : Improved Sweeteners Obtained by the Use of Enzymes, Carbonhydrate Sweeteners in Food and Nutrition*. London: Academic Press.
- Brown, G.G. 1950. *Unit Operation*. New York: John Wiley and Sons.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design 3rd edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering Volume 6*. Oxford: Pergamon Press..
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1999. *Chemical Engineering Volume 2 5th edition*. Oxford: Butterworth Heinemann.
- Dean, J.A. 1952. *Lange's Handbook of Chemistry 15th edition*. New York: McGraw-hill, Inc.
- Direktorat Gizi. 2003. Daftar Komposisi Tepung Tapioka. Depkes RI.
- Fakhrur, R. dan Maisarah, N.M. 2020. Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik. *Skripsi: Jurusan Laboratorium Teknologi Biokimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember*. <https://www.its.ac.id/> diakses pada tanggal 30 Desember 2020.
- Food and Agricultural Organization (FAO). 2017. *Detail Trade Matrix*. <http://www.fao.org/faostat/en/#data/TM> diakses pada tanggal 15 Juni 2020.

- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd edition*. New York: Allyn & Bacon.
- Geankoplis, C.J. 2003. *Transport Processes and Unit Operation 4th edition*. New Jersey: Prentice Hall International.
- Greenwood, N.N. and A. Earnshaw. 1997. *Chemistry of The Elements 2nd edition*. London: Butterworth Heinemann.
- Hendriani. 2018. Karakteristik Sifat Fisik dan Kimia Tepung Tapioka Berbagai Varietas Singkong (*Manihot Esculenta Crantz.*) di Tanah Regosol. *Skripsi: Program Studi Agroteknologi Fakultas Pertanian Universitas Muhammadiyah Yogyakarta*. <http://repository.umy.ac.id/> diakses pada tanggal 15 Maret 2020.
- Hougen, O.A. & Watson, K.M. 1954. *Chemical Process Principles 2nd edition part II*. New York: John Willey and Sons Inc.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 3rd edition*. Amsterdam: Elsevier.
- International Starch Institue. 2015. *Product of Starch Flour*. <http://www.starch.dk/isi/profile/home.asp> diakses pada tanggal 05 Februari 2021.
- ITPC Kanada. 2017. Market Brief – ITPC Vancouver 2017: Peluang Ekspor Produk Tepung Tapioka di Pasar Kanada. <https://www.itpcvancouver.com/> diakses pada tanggal 15 Juni 2020.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Lehninger, A.L. 1990. *Dasar-dasar Biokimia* Terjemahan oleh Awidjaja. Jilid I. Jakarta: Erlangga.
- Ludwig, E.E. 1964. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3*. Boston: Gulf Publishing Company.
- Matche. 2021. Equipment Cost. <https://www.matche.com/> diakses pada tanggal 15 Agustus 2021.
- McCabe, W.L., Smith, J.C. and Harriot, P. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th edition*. Singapore: Mc. Graw Hill Book Co.
- Mnrz. 2014. Perusahaan Pengolahan Ubi Kayu. <https://www.scribd.com/doc/201120646/Perusahaan-Pengolahan-Ubikayu> diakses pada tanggal 02 Agustus 2020.
- Muljoharjo, M. 1997. *Teknologi Pengolahan Pati*. Yogyakarta: UGM Press.

- Noerwijati, S.K. & Mejaya, I.M.J. 2015. Penampilan Tujuh Klon Harapan Ubi Kayu di Lahan Kering Masam. In : Prosiding Seminar Nasional Hasil Penelitian Tanaman Aneka Kacang dan Umbi Tahun 2015. Bogor: s.n., pp. 521-527.
- Patnaik dalam Yeny Indra Nurita Sari. 2003. Prarancangan Pabrik High Fructose Syrup dari Tepung Tapioka Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun. *Skripsi: Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Muhammadiyah Surakarta* <http://eprints.ums.ac.id/47436/> diakses pada tanggal 01 Februari 2020.
- Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia. 2017. No.32 Tahun 2017 Tentang Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan dan Persyaratan Kesehatan Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi, Kolam renang, *Solus Per Aqua*, dan Pemandian Umum.
- Perry, R.H. and Green, D. 1984. *Perry's Chemical Engineer Handbook 6th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Perry, R.H. and Green, D. 1997. *Perry's Chemical Engineer Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peter, M.S. and Timmerhause, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peter, M.S. and Timmerhause, K.D. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th edition*. New York: McGraw-Hill Book company.
- Powell, S.T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. New York: MC Graw Hill Book Company.
- Pratiwi, R.I., 2018. Pra Rancangan Pabrik Fruktosa dari Tepung Tapioka dengan Proses Hidrolisis Menggunakan Enzim Kapasitas 33.000 Ton/Tahun (Perancangan Reaktor Sakarifikasi-301). *Skripsi: Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung Bandar Lampung*. <http://eng.unila.ac.id/> diakses pada tanggal 05 Februari 2020.
- Purba, D.S., 2016. Pra Rancangan Pabrik Fruktosa dari Tepung Tapioka dengan Proses Hidrolisis Menggunakan Enzim Kapasitas 33.000 Ton/Tahun (Tugas Khusus Perancangan Evaporator-501). *Skripsi: Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung Bandar Lampung*. <http://eng.unila.ac.id/> diakses pada tanggal 05 Februari 2020.
- Radiyah dalam Rachman, I.D.P. 2012. Studi Pembuatan “Tapioca Fermented Flour” (TFF) dengan Fermentasi Alami dan Penambahan Inokulum. *Skripsi: Jurusan Teknologi Pertanian Fakultas Pertanian Universitas Hasanuddin Makassar*. <http://itp.agritech.unhas.ac.id/> diakses pada tanggal 31 Januari 2020.

Rase, H.F., and Holmes, J.R. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant Volume I : Princiles and Techniques*. New York: John Wiley and Sons, Inc.

Richana, Nur. 2006. *Warta Penelitian dan Pengembangan Pertanian Volume 28 Nomor 3*. Bogor: Bali Besar Penelitian dan Pengembangan Pascapanen Pertanian.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C. 1996. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 5th edition*. Singapore: Mc. Graw Hill Book Company.

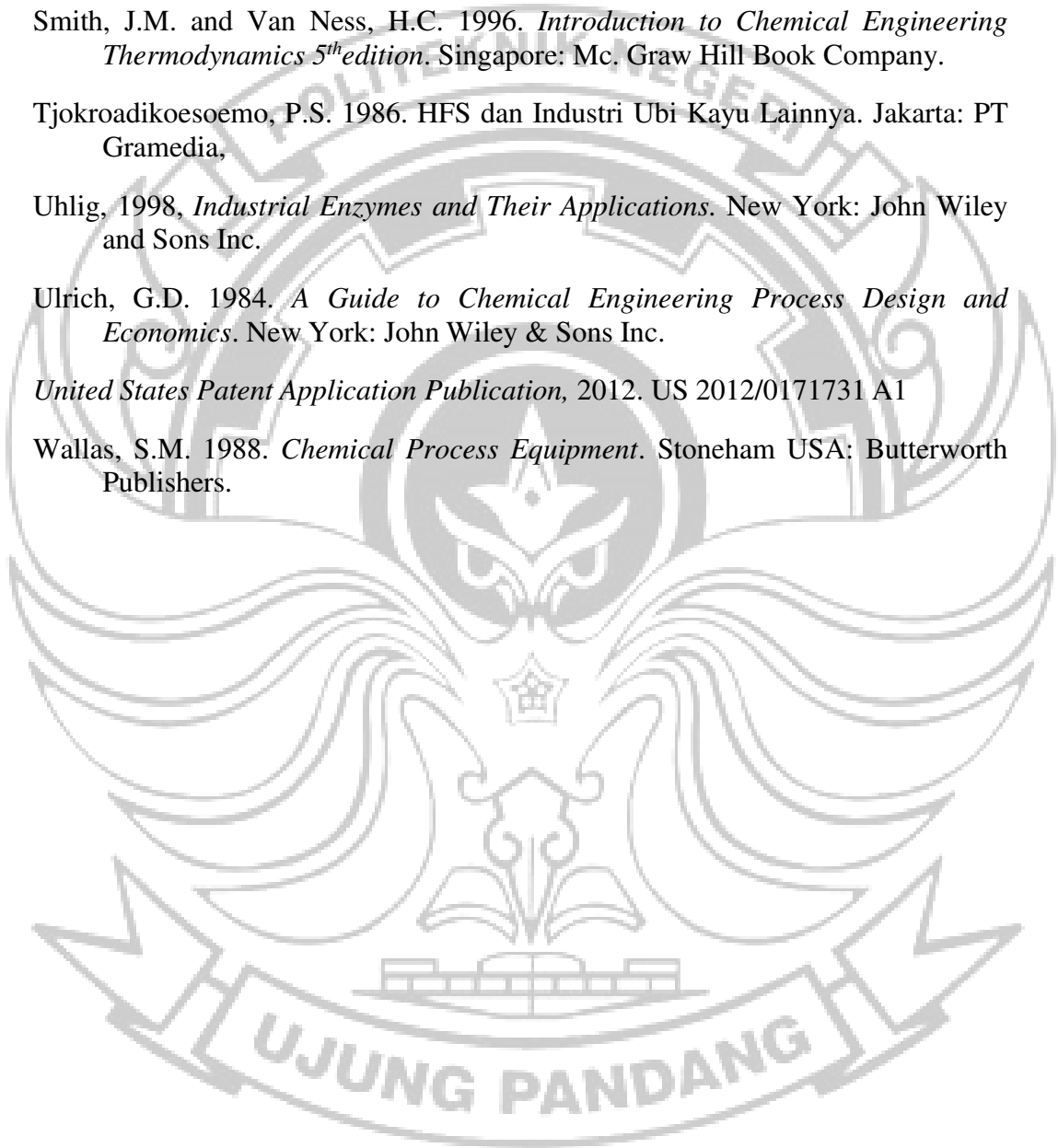
Tjokroadikoesoemo, P.S. 1986. *HFS dan Industri Ubi Kayu Lainnya*. Jakarta: PT Gramedia,

Uhlig, 1998, *Industrial Enzymes and Their Applications*. New York: John Wiley and Sons Inc.

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

United States Patent Application Publication, 2012. US 2012/0171731 A1

Wallas, S.M. 1988. *Chemical Process Equipment*. Stoneham USA: Butterworth Publishers.



LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 60.000 ton/tahun
 = 60.000.000 kg/tahun
 = 192.307,692 kg/hari

Rate Produksi = $60.000.000 \text{ kg/tahun} \times \frac{1 \text{ tahun}}{312 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
 = 8.012,8205 kg/jam

1 hari = 24 jam operasi

Waktu Operasi = 312 hari/tahun

Jika basis yang digunakan 100 kg/jam umpan tepung tapioka maka diperoleh HFS sebesar 67,9902 kg/jam

Faktor Pengali (FP) = $\frac{8.012,8205 \text{ kg/jam}}{67,9902 \text{ kg/jam}}$
 = 117,8526

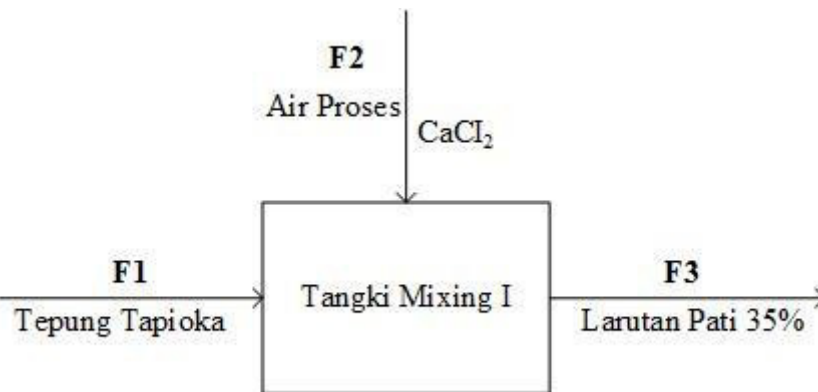
Komposisi tepung tapioka yang digunakan

| Komponen | % |
|--------------------|-------------|
| Karbohidrat (pati) | 87,87% |
| Air | 7,80% |
| Protein | 1,60% |
| Lemak | 0,51% |
| Abu | 2,22% |
| Total | 100% |

(Sumber : Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI. 2003)

1. Tangki Mixing I

Fungsi : Mencampur tepung tapioka dengan penambahan larutan pengencer (air), dan CaCl_2 .



Ketentuan:

1. Konsentrasi slurry pati (karbohidrat) adalah 35% padatan (Uhlig, 1998)
2. Kadar Ca^{2+} sebagai kofaktor bakteri termamyl 120-L dalam CaCl_2 adalah maksimum 100 ppm yang dilarutkan dalam air pengencer (Uhlig, 1998)
3. pH = 6

Basis = 100 kg/jam tepung tapioka

| Komponen | % | Massa (kg) |
|--------------------|-------------|----------------|
| Karbohidrat (pati) | 87,87% | 87,8700 |
| Air | 7,80% | 7,8000 |
| Protein | 1,60% | 1,6000 |
| Lemak | 0,51% | 0,5100 |
| Abu | 2,22% | 2,2200 |
| Total | 100% | 100,000 |

Pemilihan kondisi :

1. Konsentrasi slurry pati = 35% solid
2. Kadar Ca^{2+} = 400 ppm
3. pH = 6

Dalam perencanaan ini dipilih konsentrasi pati sebesar 35% sehingga diperlukan penambahan air sebesar :

$$\frac{\text{Massa solid}}{\text{Massa solid+air}} = 0,35$$

$$\frac{92,200}{92,200+\text{air}} = 0,35$$

$$92,200 = 0,35 \times (92,200 + \text{air})$$

$$92,200 = 32,2700 + 0,35 \times \text{air}$$

$$59,9300 = 0,35 \text{ air}$$

$$\text{Air} = 171,2286 \text{ kg}$$

Jika jumlah air dalam tangki mixing sebesar = 171,2286 kg

$$\text{Jumlah air yang harus ditambahkan} = 171,2286 \text{ kg} - 7,8000 \text{ kg}$$

$$163,4286 \text{ kg}$$

Penambahan Ca^{2+} dilakukan untuk menstabilkan kinerja enzim, sebanyak :

$$\text{Kebutuhan } \text{Ca}^{2+} = 400 \text{ ppm}$$



Dalam proses digunakan CaCl_2 1 M, maka kebutuhan CaCl_2 :

$$\text{ppm} = \frac{\text{Berat } \text{Ca}^{2+}}{\text{Berat } \text{Ca}^{2+} + \text{Berat air}}$$

Dimana :

w : berat solute Ca^{2+}

w_0 : berat solvent (air)

maka,

$$w = \frac{\text{ppm} \times w_0}{1 - \text{ppm}}$$

$$w = \frac{0,0004 \times 171,2286}{1 - 0,0004}$$

$$w = 0,0685 \text{ kg}$$

$$\text{Maka } \text{kgmol } \text{Ca}^{2+} = \frac{w}{\text{Ar } \text{Ca}^{2+}}$$

$$= \frac{0,0685 \text{ kg}}{40,08 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,0017 \text{ kmol}$$

Banyaknya CaCl_2 (kg) dalam larutan yang ditambahkan :

$$\text{Mol } \text{CaCl}_2 = \text{Mol ion } \text{Ca}^{2+}$$

$$= 0,0017 \text{ kmol}$$

$$\text{Massa } \text{CaCl}_2 \text{ yang ditambahkan} = \text{mol } \text{CaCl}_2 \times \text{BM } \text{CaCl}_2$$

$$= 0,0017 \text{ kmol} \times 111 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,1898 \text{ kg}$$

Volume CaCl₂ 1 M (1 gmol/L) yang dibutuhkan :

$$V = \frac{\text{gmol}}{\text{Molaritas}}$$

$$= \frac{1,7096 \text{ gmol}}{1 \text{ gmol/L}}$$

$$= 1,7096 \text{ L}$$

Banyaknya larutan CaCl₂ total yang ditambahkan :

$$\rho \text{ CaCl}_2 = 1,68 \text{ kg/L (Perry ed 6, 1984)}$$

$$\text{Massa CaCl}_2 = \text{Volume CaCl}_2 \times \rho \text{ CaCl}_2$$

$$= 1,7096 \text{ L} \times 1,68 \text{ kg/L}$$

$$= 2,8720 \text{ kg}$$

Banyaknya air dalam larutan CaCl₂ yang ditambahkan :

$$\text{Massa Air} = \text{Massa total larutan} - \text{Massa CaCl}_2$$

$$= (2,8720 - 0,1898) \text{ kg}$$

$$= 2,6823 \text{ kg}$$

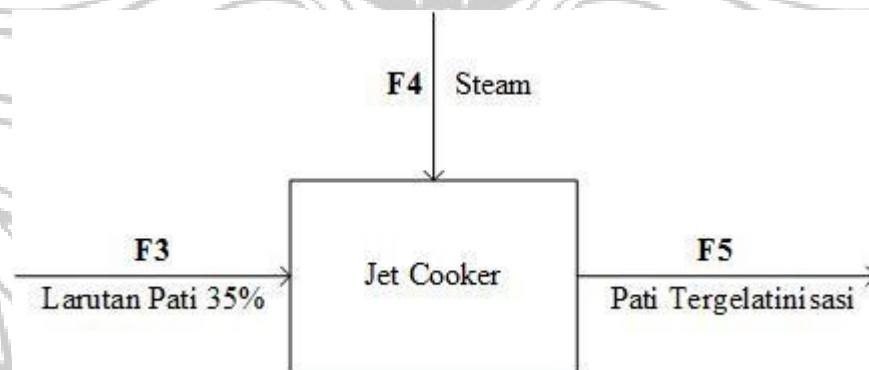
| Komponen | Masuk | | Keluar |
|-------------------|-------------|-----------------|-----------------|
| | F1 (kg/jam) | F2 (kg/jam) | F3 (kg/jam) |
| Pati | 87,8700 | | 87,8700 |
| Air | 7,8000 | 166,1109 | 173,9109 |
| Protein | 1,6000 | | 1,6000 |
| Lemak | 0,5100 | | 0,5100 |
| Abu | 2,2200 | | 2,2200 |
| CaCl ₂ | | 0,1898 | 0,1898 |
| Subtotal | 100,0000 | 166,3006 | 266,3006 |
| Total | | 266,3006 | 266,3006 |

Menghitung Volume Larutan keluar Tangki

| Komponen | ρ (kg/L) | V F1 (L/jam) | V F2 (L/jam) | V F3 (L/jam) |
|-------------------|---------------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Pati | 1,50 | 58,5800 | | 58,5800 |
| Air | 1,00 | 7,8000 | 166,1109 | 173,9109 |
| Protein | 0,89 | 1,7978 | | 1,7978 |
| Lemak | 0,80 | 0,6375 | | 0,6375 |
| Abu | 1,40 | 1,5857 | | 1,5857 |
| CaCl ₂ | 2,15 | | 0,0883 | 0,0883 |
| Subtotal | | 70,4010 | 166,1991 | 236,6001 |
| Total | | 236,6001 | | 236,6001 |

2. Jet Cooker

Fungsi : Memanaskan suspensi sampai hancur dan larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan menginjeksikan steam.



Menurut Uhlig, 1998:

Pati tergelatinisasi keluar jet cooker pada suhu = 105-107°C

Waktu kontak antara pati dengan steam = 5-10 menit

Untuk perancangan ditetapkan:

T = 105°C

t = 8 menit

Pemanasan dilakukan dengan penambahan saturated steam dengan kondisi:

P = 418,55 kPa = 4,13 atm

T = 145°C

Ketika steam terkontak dengan bahan dan terjadi gelatinisasi, seluruh massa steam dianggap berubah menjadi liquid. Dari perhitungan neraca panas didapatkan massa steam yang dibutuhkan sebesar 36,5306 kg/jam (dari lampiran B (Neraca Panas) perhitungan massa steam di Jet Cooker).

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|-------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | F3 (kg/jam) | F4 (kg/jam) | F5 (kg/jam) |
| Pati | 87,8700 | | 87,8700 |
| Air | 173,9109 | 36,5306 | 210,4415 |
| Protein | 1,6000 | | 1,6000 |
| Lemak | 0,5100 | | 0,5100 |
| Abu | 2,2200 | | 2,2200 |
| CaCl ₂ | 0,1898 | | 0,1898 |
| Subtotal | 266,3006 | 36,5306 | 302,8312 |
| Total | 302,8312 | | 302,8312 |

Menghitung Volume Larutan keluar Jet Cooker

Untuk menghitung volume larutan keluar jet cooker dapat dihitung :

| Komponen | ρ (kg/L) | V F3 (L/jam) | V F4 (L/jam) | V F5 (L/jam) |
|-------------------|---------------|-----------------|--------------|-----------------|
| Pati | 1.50 | 58.5800 | | 58.5800 |
| Air | 1.00 | 173.9109 | 36,5306 | 210,4415 |
| Protein | 0.89 | 1.7978 | | 1.7978 |
| Lemak | 0.80 | 0.6375 | | 0.6375 |
| Abu | 1.40 | 1.5857 | | 1.5857 |
| CaCl ₂ | 2.15 | 0.0883 | | 0,0883 |
| Subtotal | | 236,6001 | 36,5306 | 273,1307 |
| Total | | 273,1307 | | 273,1307 |

diperoleh volume larutan keluar jet cooker = 273,1307 L/jam.

Menghitung pH

Konsentrasi slurry keluar jet cooker:

$$M_1 \times V_1 = M_2 \times V_2$$

$$10^{-6} \text{ mol/L} \times 236,6001 \text{ L} = M_2 \times 271.3326 \text{ L}$$

$$M_2 = 0,00000087 \text{ mol/L}$$

pH slurry keluar jet cooker = 6.06

3. Reaktor Likuifikasi

Fungsi : Mengonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan α -amilase.



Menurut uhlig, 1998:

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 95°C

pH = 6

Waktu = 2-3 jam

BM Pati = 162.000 kg/kmol

BM Dekstrin = 1.620 kg/kmol

BM H₂O = 18 kg/kmol

BM Maltosa = 342 kg/kmol

BM Dekstrosa = 180 kg/kmol

Dosis enzim α -amilase yang ditambahkan:

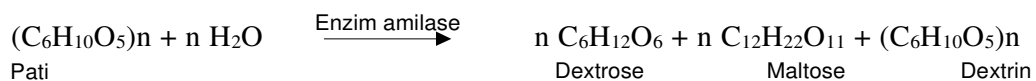
$$\begin{aligned}\alpha\text{- amylase} &= \frac{0,6 \text{ L enzim}}{1.000 \text{ kg pati}} \times \text{pati yang masuk ke mixer} \\ &= \frac{0,6 \text{ L enzim}}{1000 \text{ kg pati}} \times 87,8700 \text{ kg} \\ &= 0,0527 \text{ L enzim/jam}\end{aligned}$$

Massa enzim α -amilase yang ditambahkan = $\rho \times \text{Volume } \alpha\text{-amilase}$

$$= 1,25 \text{ kg/L} \times 0,0527 \text{ L/jam}$$

$$= 0,0659 \text{ kg/jam}$$

Reaksi yang terjadi:



Kandungan amilosa dan amilopektin pada pati yaitu: *(sciencedirect,2012)*

Amilosa = 20%

Amilopektin = 80%

Sehingga,

Amilosa = 20% x total pati

$$= \frac{20}{100} \square 87,87$$

$$= 17,5740 \text{ kg/jam}$$

Amilopektin = 80% x total pati

$$= \frac{80}{100} \square 87,87$$

$$= 70,2960 \text{ kg/jam } \alpha\text{-amilase}$$

Reaksi dalam reaktor:



Yield penguraian pati menjadi dektrin oleh α -amilase

Menurut Zufahair, 2012 dalam Purba D.S:

| Konversi Pati Menjadi | |
|-----------------------|---------|
| Dekstrin | 95,14 % |
| Maltosa | 4,56 % |
| Glukosa | 0,3 % |

$$\begin{aligned} \text{Mol pati mula-mula} &= \frac{\text{kadar amilosa dalam pati}}{\text{mr pati}} \\ &= \frac{17,5740 \text{ kg/jam}}{162.000 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,00010848 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol air mula-mula} &= \frac{\text{air mula-mula}}{\text{mr air}} \\ &= \frac{210,4415 \text{ kg/jam}}{18 \text{ kg/kmol}} \\ &= 11,6912 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi dalam reaktor likuifikasi :

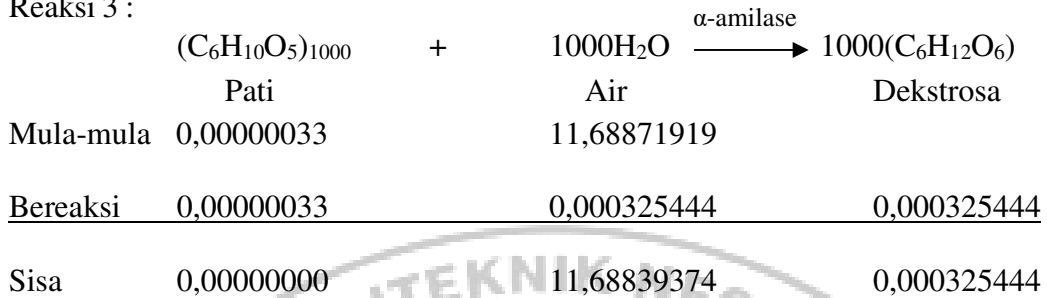
Reaksi 1 :

| | $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ Pati | + | $500H_2O$ Air | $\xrightarrow{\alpha\text{-amilase}}$ | $500(C_{12}H_{22}O_{11})$ Maltosa |
|-----------|---------------------------------|---|------------------|---------------------------------------|--------------------------------------|
| Mula-mula | 0,00010848 | | 11,69119257 | | |
| Bereaksi | 0,00000495 | | 0,002473378 | | 0,002473378 |
| Sisa | 0,00010353 | | 11,68871919 | | 0,00247337 |

Reaksi 2 :

| | $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ Pati | $\xrightarrow{\alpha\text{-amilase}}$ | $100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ Dekstrin |
|-----------|---------------------------------|---------------------------------------|--------------------------------------|
| Mula-mula | 0,00010353 | | |
| Bereaksi | 0,000103209 | | 0,010320928 |
| Sisa | 0,00000033 | | 0,010320928 |

Reaksi 3 :



Dari reaksi di atas, maka dapat diketahui:

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O yang tersisa} &= \text{H}_2\text{O mula-mula} - \text{H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= (11,6912 - 0,002798822) \text{ kmol} \\
 &= 11,6884 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$= 11,6884 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 210,3911 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dekstrin yang terbentuk} &= 0,01032 \text{ kmol} \times 1.620 \text{ kg/kmol} \\
 &= 16,7199 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maltosa yang terbentuk} &= 0,002473378 \text{ kmol} \times 342 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,8459 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dekstroza yang terbentuk} &= 0,000325444 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,0586 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------|----------------|-------------|-------------|
| | F5 (kg/jam) | F6 (kg/jam) | F7 (kg/jam) |
| Pati | 87,8700 | | 70,2960 |
| Air | 210,4415 | | 210,3911 |
| Protein | 1,6000 | | 1,6000 |
| Lemak | 0,5100 | | 0,5100 |
| Abu | 2,2200 | | 2,2200 |

| | | | |
|-------------------|----------|-----------------|-----------------|
| CaCl ₂ | 0,1898 | | 0,1898 |
| Dekstrin | | | 16,7199 |
| Maltosa | | | 0,8459 |
| Dekstrosa | | | 0,0586 |
| α-amilase | | 0,0659 | 0,0659 |
| Subtotal | 301,8312 | 0,0659 | 302,8972 |
| Total | | 302,8972 | 302,8972 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Reaktor

Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar reaktor = 272,8610 L/jam

4. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase.



Menurut uhlig, 1998:

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

pH = 4,5

$$\text{Waktu} = 48 - 72 \text{ jam}$$

Enzim Amiloglukosidae (AMG) yang ditambahkan sebanyak 0,6 liter tiap 1 ton pati.

$$\text{Jika } \rho \text{ glukamilase} = 1,2 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Dosis enzim per kg pati} = \frac{0,6 \text{ liter} \times 1,2 \text{ kg/liter}}{1000 \text{ kg}}$$

$$= 0,00072$$

$$\text{Enzim Glukoamilase yang ditambahkan} = 0,00072 \times 70,2960 \text{ kg}$$

$$= 0,0506 \text{ kg}$$

Menentukan volume larutan dalam reaktor

| Komponen | Massa (kg) | s.g | ρ (kg/L) | Volume (L) = m/ρ |
|--------------------|-----------------|------|------------------|-----------------------|
| Karbohidrat (pati) | 70,2960 | 1,50 | 1,50 | 46,8640 |
| Air | 210,3911 | 1,00 | 1,00 | 210,3911 |
| Protein | 1,6000 | 0,89 | 0,89 | 1,7978 |
| Lemak | 0,5100 | 0,80 | 0,80 | 0,6375 |
| Abu | 2,2200 | 1,40 | 1,40 | 1,5857 |
| CaCl ₂ | 0,1898 | 2,15 | 2,15 | 0,0883 |
| □-amilase | 0,0659 | 1,25 | 1,25 | 0,0527 |
| Dekstrin | 16,7199 | 1,54 | 1,54 | 10,8571 |
| Maltose | 0,8459 | 1,54 | 1,54 | 0,5493 |
| Dekstrosa | 0,0586 | 1,56 | 1,56 | 0,0376 |
| Enzim Glukoamilase | 0,0506 | 1,20 | 1,20 | 0,0422 |
| Total | 302,9478 | | | 272,9032 |

Asumsi ρ air pada T referensi adalah mendekati 1 kg/liter.

$$\text{Volume tiap komponen} = \frac{\text{fraksi komponen} \times \text{massa total}}{\rho \text{ komponen}}$$

$$\text{Volume total} = 272,9032 \text{ L}$$

$$\text{pH larutan pati dari reaktor likuifikasi} = 6$$

pH yang diinginkan dalam reaktor sakarifikasi = 4,5

pH dinaikkan dengan penambahan HCl 0,1 M:

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+] = [\text{H}^+]^6 = 10^{-6} = 0,000001 \text{ mol/L}$$

$$[\text{H}^+]^{4,5} = 10^{-4,5} = 0,000032 \text{ mol/L}[\text{H}^+]$$

$$\text{HCl } 0,1 \text{ M} = 0,1 \text{ mol/L}$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_{\text{campuran}} \times V_{\text{campuran}}$$

$$([\text{H}^+]^6 \times V_{\text{larutan}}) + ([\text{H}^+]_{\text{HCl } 0,1 \text{ M}} \times V_{\text{HCl } 0,1 \text{ M}}) = ([\text{H}^+]^{4,5} \times (V_{\text{larutan}} + V_{\text{HCl } 0,1 \text{ M}}))$$

$$\begin{aligned} \text{Volume HCl } 0,1 \text{ M} &= \frac{V_{\text{larutan}} \times ([\text{H}^+]^6 - [\text{H}^+]^{4,5})}{([\text{H}^+]^{4,5} - [\text{H}^+]_{\text{HCl } 0,1 \text{ M}})} \\ &= \frac{271,1051 \text{ L} \times (0,000001 - 0,000032) \text{ mol/L}}{(0,000032 - 0,1) \text{ mol/L}} \\ &= 0,0836 \text{ liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl yang ada dalam larutan HCl } 0,1 \text{ M} &= M \times V \times \text{BM HCl} \times 1 \text{ kg/1000 g} \\ &= 0,1 \text{ mol/L} \times 0,0836 \text{ L} \times 36,453 \\ &\quad \text{g/mol} \times 1 \text{ kg/1000 g} \\ &= 0,0003 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{HCl } 0,1 \text{ M}} = 1,268 \text{ kg/L (Perry, 1997)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa larutan HCl } 0,1 \text{ M yang ditambahkan} &= \rho_{\text{HCl}} \times \text{Volume HCl} \\ &= 1,268 \text{ kg/L} \times 0,0836 \text{ L} \\ &= 0,1053 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi : HCl = 0,0003 kg

Air = 0,1057 kg

Total air disakarifikasi = Air pelarut HCl + air dari feed

$$= 0,1057 \text{ kg} + 210,3911 \text{ kg}$$

$$= 210,4968 \text{ kg}$$

$$\text{BM Pati} = 162.000 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Maltosa} = 342 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Dekstrosa} = 180 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol pati mula-mula} = \frac{\text{kadar amilosa dalam pati}}{\text{mr pati}}$$

$$= \frac{70,2960 \text{ kg/jam}}{162.000 \text{ kg/kmol}}$$

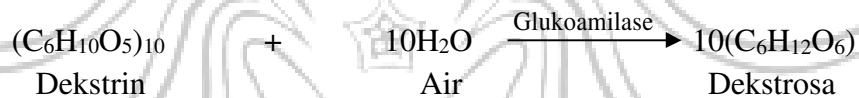
$$= 0,0004 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi dekstrin menjadi dekstrosa} = 97\% = 0,970$$

(Patent US 2012/0171731 A1)

Reaksi yang terjadi dalam reaktor sakarifikasi :

Reaksi 1 :



$$\text{Mula-mula} \quad 0,01032093$$

$$11,69426573$$

$$\text{Bereaksi} \quad 0,01001130$$

$$0,10011300$$

$$0,10011300$$

$$\text{Sisa} \quad 0,00030963$$

$$11,59415273$$

$$0,10011300$$

$$\text{Konversi II} = 0,970 \times \text{reaksi total}$$

$$= 0,97 \times 0,97$$

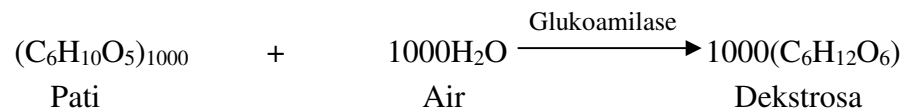
$$= 0,9409$$

$$\text{Konversi III} = 0,030 \times \text{reaksi total}$$

$$= 0,030 \times 0,97$$

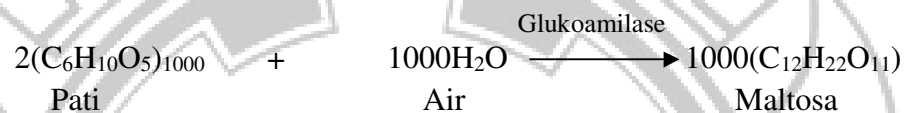
$$= 0,0291$$

Reaksi 2 :



| | | | |
|-----------|------------|-------------|------------|
| Mula-mula | 0,00043393 | 11,59415273 | |
| Bereaksi | 0,00040828 | 0,40828090 | 0,40828090 |
| Sisa | 0,00002565 | 11,18587183 | 0,40828090 |

Reaksi 3 :



| | | | |
|-----------|------------|-------------|------------|
| Mula-mula | 0,00043393 | 11,18587183 | |
| Bereaksi | 0,00001263 | 0,00631362 | 0,00631362 |
| Sisa | 0,00042130 | 11,17955821 | 0,00631362 |

Dari reaksi di atas, maka dapat diketahui:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang tersisa} &= 11,69426573 - (0,10011300 + 0,40828090 + 0,00631362) \text{ kmol} \\ &= 11,1796 \text{ kmol} \\ &= 11,1796 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 201,2320 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pati yang tersisa} &= 0,00001302 \text{ kmol} \times 162,000 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,1089 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin yang tersisa} &= 0,00030963 \text{ kmol} \times 1,620 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,5016 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maltosa yang terbentuk} &= 0,0063 \text{ kmol} \times 342 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,1522 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dekstrosa yang terbentuk = $0,5084 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol}$

= 91,5179 kg

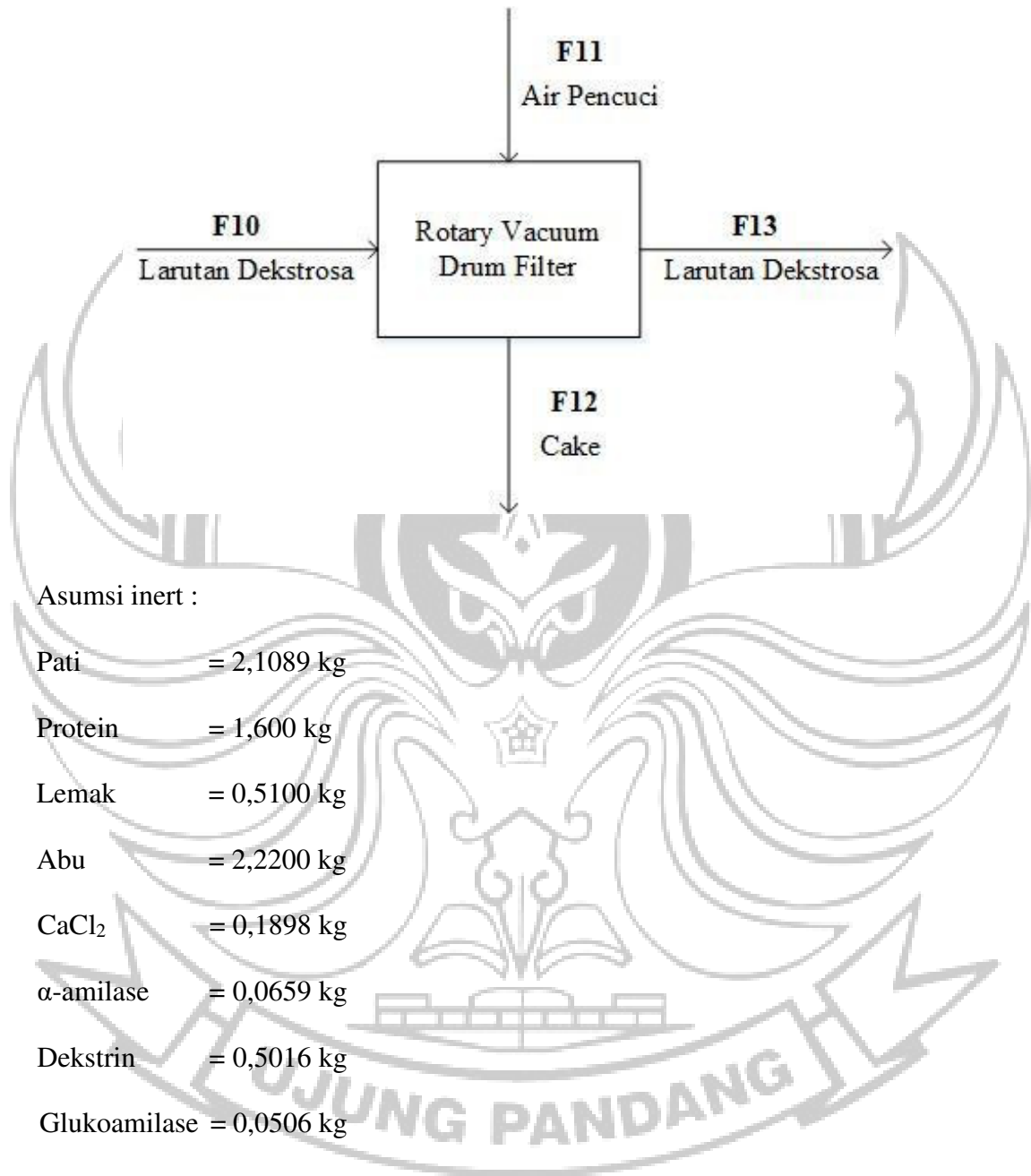
| Komponen | Masuk | | | Keluar |
|-------------------|----------------|-----------------|----------------|-----------------|
| | F7 (kg/jam) | F8 (kg/jam) | F9 (kg/jam) | F10 (kg/jam) |
| Pati | 70,2960 | | | 2,1089 |
| Air | 210,3911 | | 0,1057 | 201,2320 |
| Protein | 1,6000 | | | 1,6000 |
| Lemak | 0,5100 | | | 0,5100 |
| Abu | 2,2200 | | | 2,2200 |
| CaCl ₂ | 0,1898 | | | 0,1898 |
| Dekstrin | 16,7199 | | | 0,5016 |
| Maltosa | 0,8459 | | | 2,9981 |
| Dekstrosa | 0,0586 | | | 91,5765 |
| α -amilase | 0,0659 | | | 0,0659 |
| Glukoamilase | | 0,0506 | | 0,0506 |
| HCl | | | 0,0003 | 0,0003 |
| Subtotal | 302,8972 | 0,0506 | 0,1060 | 303,0357 |
| Total | | 303,0537 | | 303,0357 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Reaktor

Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar reaktor = 267,8178 L/jam

5. Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan dekstrosa.



Diketahui:

a. Air pencuci 15% berat filtrat (*Hugot, 1986 hal 474*)

- b. Berat filtrat adalah berat larutan glukosa masuk dikurangi berat inert ikut cake.
- c. Kandungan air dalam cake 9% dari inert yang ikut cake (*James, “ Cane Sugar Hand Book”, hal 191-192*).
- d. Inert yang ikut larutan glukosa 1% dari total inert.
- e. Dekstrosa yang ikut cake 0,1% dari inert yang ikut cake.
- f. Maltosa yang ikut cake 0,1% dari inert yang ikut cake.

Inert yang lolos = 1% dari total inert
 = 1% x 7,2468 kg
 = 0,0725 kg

Inert yang ikut cake = Total inert – inert yang lolos
 = (7,2468 – 0,0725) kg
 = 7,1743 kg

Berat filtrat = Total feed masuk – inert yang ikut cake
 = (303,0357 – 7,1743) kg
 = 295,8794 kg

Kebutuhan air pencuci = 15% dari berat filtrat
 = 15% x 295,8794 kg
 = 44,3819 kg

Dekstrosa yang ikut cake = 0,1% dari inert yang ikut cake
 = 0,1% x 7,1743 kg
 = 0,0072 kg

Maltosa yang ikut cake = 0,1% dari inert yang ikut cake
 = 0,1% x 7,1743 kg

$$= 0,0072 \text{ kg}$$

Air yang ikut cake = 9% dari inert yang ikut cake

$$= 9\% \times 7,1743 \text{ kg}$$

$$= 0,6457 \text{ kg}$$

Jumlah cake:

Air = 0,6457 kg

Dekstrosa = 0,0072 kg

Maltosa = 0,0072 kg

Inert = 7,1743 kg

Jumlah = 7,8343 kg

Komposisi cake yang tertahan di vacuum filter:

Cake = 0,99 x total inert

Pati = 0,99 x 2,1089 kg

$$= 2,0878 \text{ kg}$$

Protein = 0,99 x 1,600 kg

$$= 1,5840$$

Lemak = 0,99 x 0,5100 kg

$$= 0,5049 \text{ kg}$$

Abu = 0,99 x 2,2200 kg

$$= 2,1978 \text{ kg}$$

CaCl₂ = 0,99 x 0,1898 kg

$$= 0,1879 \text{ kg}$$

α -amilase = 0,99 x 0,0659 kg

= 0,0652 kg
 Dekstrin = 0,99 x 0,5016 kg
 = 0,4966 kg
 Glukoamilase = 0,99 x 0,0506 kg
 = 0,0501 kg
 Cake yang terikut filtrat:
 Cake = 0,01 x total inert
 Pati = 0,01 x 2,1089 kg
 = 0,0211 kg
 Protein = 0,01 x 1,600 kg
 = 0,0160 kg
 Lemak = 0,01 x 0,5100 kg
 = 0,0051 kg
 Abu = 0,01 x 2,2200 kg
 = 0,0222 kg
 CaCl₂ = 0,01 x 0,1898 kg
 = 0,0019 kg
 α-amilase = 0,01 x 0,0659 kg
 = 0,0007 kg
 Dekstrin = 0,01 x 0,5016 kg
 = 0,0050 kg
 Glukoamilase = 0,01 x 0,0506 kg

= 0,0005 kg

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F10 (kg/jam) | F11 (kg/jam) | F12 (kg/jam) | F13 (kg/jam) |
| Pati | 2,1089 | | 2,0878 | 0,0211 |
| Air | 201,2320 | 44,3819 | 0,6457 | 244,9683 |
| Protein | 1,6000 | | 1,5840 | 0,0160 |
| Lemak | 0,5100 | | 0,5049 | 0,0051 |
| Abu | 2,2200 | | 2,1978 | 0,0222 |
| CaCl ₂ | 0,1898 | | 0,1879 | 0,0019 |
| Dekstrin | 0,5016 | | 0,4966 | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9981 | | 0,0072 | 2,9909 |
| Dekstrosa | 91,5765 | | 0,0072 | 91,5694 |
| α-amilase | 0,0659 | | 0,0652 | 0,0007 |
| Glukoamilase | 0,0506 | | 0,0501 | 0,0005 |
| HCl | 0,0003 | | | 0,0003 |
| Subtotal | 303,0537 | 44,3819 | 7,8343 | 339,6013 |
| Total | | 347,4356 | | 347,4356 |

Menghitung Volume Larutan Keluar RVDF

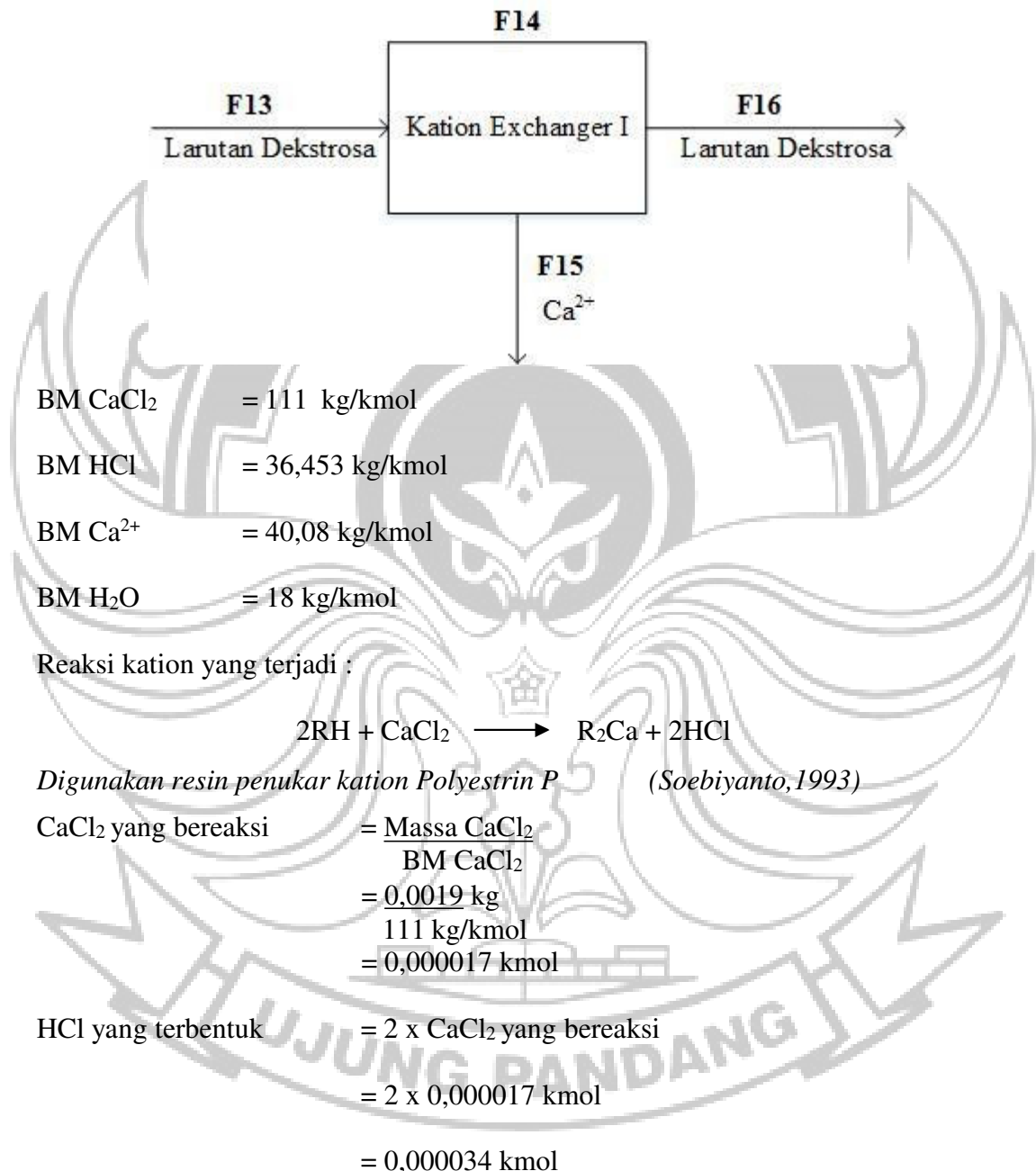
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar RVDF = 305,6683 L/jam

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar RVDF digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 4,5

6. Kation Exchanger I

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa, yaitu memisahkan Ca^{2+} dari CaCl_2 .



Massa HCl yang terbentuk = 0,000034 kmol x BM HCl

$$= 0,000034 \text{ kmol} \times 36,453 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,00125 \text{ kg}$$

$$\text{HCl total yang terbentuk} = \text{HCl mula-mula} + \text{HCl yang terbentuk}$$

$$= (0,0003 + 0,00125) \text{ kg}$$

$$= 0,00155 \text{ kg}$$

$$\text{Ca}^{2+} \text{ yang tertinggal dalam resin} = \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi} \times \text{BM Ca}^{2+}$$

$$= 0,000017 \text{ kmol} \times 40,08 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,0007 \text{ kg}$$

$$\text{H}^+ \text{ dari resin} = 2 \times \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$= 2 \times 0,000017 \text{ kmol}$$

$$= 0,000034 \text{ kmol}$$

$$= 0,000034 \text{ kmol} \times \text{BM H}^+$$

$$= 0,000034 \text{ kmol} \times 1 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,000034 \text{ kg}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F13 (kg/jam) | F14 (kg/jam) | F15 (kg/jam) | F16 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | | 0,0211 |
| Air | 244,9638 | | | 244,9683 |
| Protein | 0,0160 | | | 0,0160 |
| Lemak | 0,0051 | | | 0,0051 |
| Abu | 0,0222 | | | 0,0222 |
| CaCl ₂ | 0,0019 | | | |
| Dekstrin | 0,0050 | | | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9909 | | | 2,9909 |
| Dekstrosa | 91,5694 | | | 91,5694 |
| α-amilase | 0,0007 | | | 0,0007 |

| | | | |
|----------------------------|-----------------|----------|-----------------|
| Glukoamilase | 0,0005 | | 0,0005 |
| HCl | 0,0003 | | 0,00155 |
| H ⁺ dalam resin | | 0,000034 | |
| Ca ²⁺ | | | 0,0007 |
| Subtotal | 339,6013 | 0,000034 | 339,6007 |
| Total | 339,6014 | | 339,6014 |

Menghitung Volume Larutan keluar Kation Exchanger I

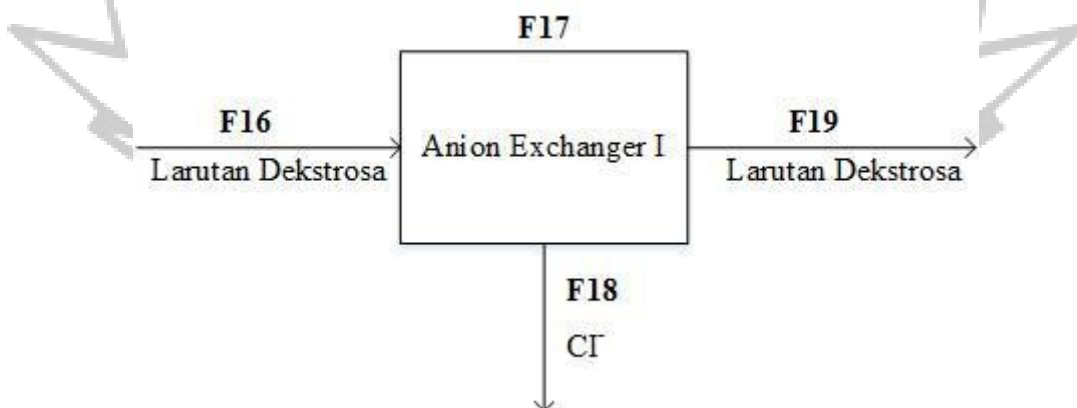
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar kation exchanger I = 305,6684 L/jam

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar RVDF digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 4,49

7. Anion Exchanger I

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa, yaitu memisahkan Cl⁻ dari HCl.



$$\text{BM OH}^- = 17 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Cl}^- = 35,453 \text{ kg/kmol}$$

Reaksi anion yang terjadi :



Digunakan resin penukar anion berbasis epoxy piyamine.

$$\begin{aligned} \text{HCl yang bereaksi} &= \frac{\text{Massa HCl}}{\text{BM HCl}} \\ &= \frac{0,00155 \text{ kg}}{36,453 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Karena koefisien reaksi yang sama, maka:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= \text{HCl yang bereaksi} \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,0008 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OH}^- \text{ dari resin} &= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM OH}^- \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \times 17 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,0007 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cl}^- \text{ yang tertinggal dalam resin} &= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM Cl}^- \\ &= 0,000043 \text{ kmol} \times 35,453 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,0015 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O total yang terbentuk} &= \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O dari reaksi anion} \\ &= (244,9683 + 0,0008) \text{ kg} \\ &= 244,9690 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F16 (kg/jam) | F17 (kg/jam) | F18 (kg/jam) | F19 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | | 0,0211 |
| Air | 244,9683 | | | 244,9690 |
| Protein | 0,0160 | | | 0,0160 |
| Lemak | 0,0051 | | | 0,0051 |
| Abu | 0,0222 | | | 0,0222 |
| Dekstrin | 0,0050 | | | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9909 | | | 2,9909 |
| Dekstrosa | 91,5694 | | | 91,5694 |
| α -amilase | 0,0007 | | | 0,0007 |
| Glukoamilase | 0,0005 | | | 0,0005 |
| HCl | 0,00155 | | | |
| OH dalam resin | | 0,0007 | | |
| Cl | | | 0,0015 | |
| Subtotal | 339,6007 | 0,0007 | 0,0015 | 339,5999 |
| Total | 339,6014 | | 339,6014 | |

Menghitung Volume Larutan Keluar Anion exchanger I

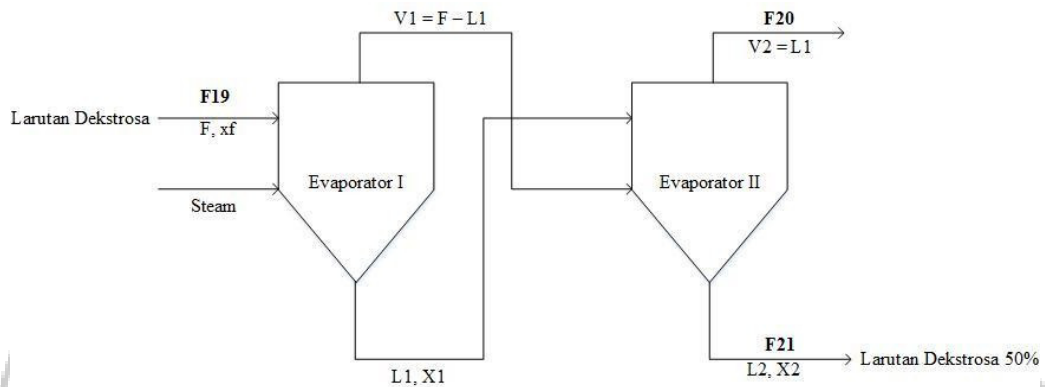
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Anion Echanger I = 305,6680 L/jam

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar anion exchanger I digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 5,31

8. Evaporator I

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 50%.



Total bahan yang masuk evaporator = 339,5999 kg

Terdiri atas : Bahan kering = 94,6308 kg

Air = 244,9690 kg

Maka fraksi bahan kering masuk (x_f) :

$$x_f = \frac{94,6308 \text{ kg}}{339,5999 \text{ kg}} = 0,2787$$

Neraca massa di evaporator :

$$F \times x_f = V \times x_v + L \times x_L$$

$$339,5999 \text{ kg} \times 0,2787 = 0 + 0,5L$$

$$94,6308 = 0,5L$$

$$L = \frac{94,6308 \text{ kg}}{0,5}$$

$$L = 189,2617 \text{ kg}$$

Jumlah air yang diuapkan :

$$V = F - L$$

$$= (339,5999 - 189,2617) \text{ kg}$$

$$= 150,3382 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma \text{air yang tersisa dalam produk} &= \text{Total air yang masuk evaporator} - \text{total} \\
 &\quad \text{air yang teruapkan} \\
 &= (244,9690 - 150,3382) \text{ kg} \\
 &= 94,6308 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F19 (kg/jam) | F20 (kg/jam) | F21 (kg/jam) | F21 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | 0,0211 | |
| Air | 244,9690 | 150,3382 | 94,6308 | |
| Protein | 0,0160 | | 0,0160 | |
| Lemak | 0,0051 | | 0,0051 | |
| Abu | 0,0222 | | 0,0222 | |
| Dekstrin | 0,0050 | | 0,0050 | |
| Maltosa | 2,9909 | | 2,9909 | |
| Dekstrosa | 91,5694 | | 91,5694 | |
| α -amilase | 0,0007 | | 0,0007 | |
| Glukoamilase | 0,0005 | | 0,0005 | |
| Subtotal | 339,5999 | 150,3382 | 189,2617 | |
| Total | 339,5999 | | 339,5999 | |

Menghitung Volume Larutan Keluar Evaporator I

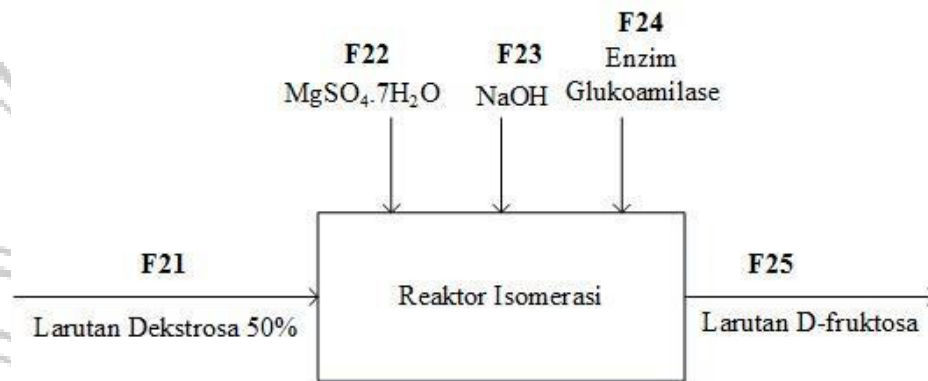
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Evaporator I = 155,3298 L/jam

Menghitung pH

$$\begin{aligned} [\text{H}^+] \text{ dalam evaporator I} &= \frac{\text{mol masuk evaporator I}}{\text{Volume keluar evaporator I}} \\ &= \frac{0.0015 \text{ mol}}{155.3298 \text{ L}} \\ &= 0.00000960 \text{ mol/L} \\ \text{pH} &= 5,02 \end{aligned}$$

9. Reaktor Isomerasi

Fungsi : Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase.



Menurut uhlig, 1998:

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

pH = 7,5

Waktu = 3,2 jam

$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ yang ditambahkan = 0,1 g/L x volume larutan

$$= 0,1 \text{ g/L} \times 155,3298 \text{ L}$$

$$= 15,5330 \text{ g}$$

$$= 0,0155 \text{ kg}$$

Enzim glukoisomerase yang ditambahkan sebanyak 0,6 liter tiap 1 ton pati.

Jika ρ glukoisomerase = 0,33 kg/L (Uhlig,1998)

Dosis enzim per kg pati = $0,6 \text{ L/ton} \times 0,33 \text{ kg/L} \times \frac{1}{1000}$
 = 0,0002

Enzim glukoisomerase yang ditambahkan = $0,0002 \times 91,5694 \text{ kg}$
 = 0,0181 kg

Menentukan volume larutan didalam reaktor isomerasi.

| Komponen | Massa (kg) | s.g | ρ (kg/L) | Volume (L) = m/ρ |
|--------------------------------------|-----------------|------|---------------|-----------------------|
| Pati | 0.0211 | 1.50 | 1.50 | 0.0141 |
| Air | 94.6308 | 1.00 | 1.00 | 94.6308 |
| Protein | 0.0160 | 0.89 | 0.89 | 0.0180 |
| Lemak | 0.0051 | 0.80 | 0.80 | 0.0064 |
| Abu | 0.0222 | 1.40 | 1.40 | 0.0159 |
| α -amilase | 0.0007 | 1.25 | 1.25 | 0.0005 |
| Dekstrin | 0.0050 | 1.54 | 1.54 | 0.0033 |
| Maltose | 2.9909 | 1.54 | 1.54 | 1.9422 |
| Dekstrosa | 91.5694 | 1.56 | 1.56 | 58.6983 |
| Glukoamilase | 0.0005 | 1.20 | 1.20 | 0.0004 |
| Glukoisomerase | 0.0181 | 0.33 | 0.33 | 0.0549 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0.0155 | 1.68 | 1.68 | 0.0092 |
| Total | 189.2954 | | | 155.3940 |

Asumsi ρ air pada T referensi mendekati 1 kg/liter.

Volume tiap komponen = $\frac{\text{fraksi komponen} \times \text{massa total}}{\rho \text{ komponen}}$

Volume total = 155,3940 L

pH larutan pati dari evaporator I = 5,02 pOH = 8,98

pH yang diinginkan dalam reaktor sakarifikasi = 7,5 pOH = 6,5

pH dinaikkan dengan penambahan NaOH 0,1 M:

$$pOH = -\log [OH^-] = [OH^-]^{8,98} = 1,05 \times 10^{-9} \text{ mol/L}$$

$$[OH^-]^{6,5} = 3,16 \times 10^{-7} \text{ mol/L}$$

$$[OH^-]_{NaOH 0,1 M} = 0,1 \text{ mol/L}$$

$$M_1 V_1 + M_2 V_2 = M_{\text{campuran}} \times V_{\text{campuran}}$$

$$([OH^-]^{7,81} \times V_{\text{larutan}}) + ([OH^-]_{NaOH 0,1 M} \times V_{NaOH 0,1 M}) = ([OH^-]^{6,5} \times (V_{\text{larutan}} + V_{NaOH 0,1 M}))$$

$$\begin{aligned} \text{Volume NaOH 0,1 M} &= \frac{V_{\text{larutan}} \times ([OH^-]^{8,98} - [OH^-]^{6,5})}{([OH^-]^{6,5} - [OH^-]_{NaOH 0,1 M})} \\ &= \frac{155,3940 \text{ L} \times (1,05 \times 10^{-9} - 3,16 \times 10^{-7}) \text{ mol/L}}{(3,16 \times 10^{-7} - 0,1) \text{ mol/L}} \\ &= 0,0005 \text{ liter} \end{aligned}$$

Massa NaOH yang ada dalam larutan NaOH 0,1 M

$$= M \times V \times \text{BM NaOH} \times 1 \text{ kg}/1000 \text{ g}$$

$$= 0,1 \text{ mol/L} \times 0,0005 \text{ L} \times 40 \text{ g/mol} \times \frac{1 \square}{1000 \square}$$

$$= 0,000002 \text{ kg}$$

$$\rho_{NaOH 0,1 M} = 2,13 \text{ kg/L (Perry, 1997)}$$

Massa larutan NaOH 0,1 M yang ditambahkan = $\rho_{NaOH} \times \text{Volume NaOH}$

$$= 2,13 \text{ kg/L} \times 0,0005 \text{ L}$$

$$= 0,0010 \text{ kg}$$

$$\text{Komposisi : NaOH} = 0,000002 \text{ kg}$$

$$\text{Air} = 0,0010 \text{ kg}$$

Total air diisomerasi = Air pelarut NaOH + air dari feed

$$= 0,0010 \text{ kg} + 94,6308 \text{ kg}$$

$$= 94,6319 \text{ kg}$$

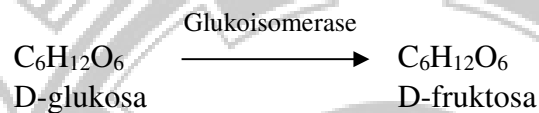
BM dekstroza = 180 kg/kmol

BM Fruktosa = 180 kg/kmol

Konversi dekstroza menjadi fruktosa = 75% (Patent US1988/4 199374)

Reaksi yang terjadi dalam reaktor isomerasi :

Reaksi :



Mula-mula 0,5083

Bereaksi 0,3812 0,3812

Sisa 0,1271 0,3812

Dari reaksi diatas, maka dapat diketahui:

$$\begin{aligned} \text{Dekstroza yang tersisa} &= 0,1271 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol} \\ &= 22,8923 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fruktosa yang terbentuk} &= 0,3812 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol} \\ &= 68,6770 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | | Keluar | |
|----------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F21 (kg/jam) | F22 (kg/jam) | F23 (kg/jam) | F24 (kg/jam) | F25 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | | | 0,0211 |
| Air | 94,6308 | | 0,0010 | | 94,6319 |
| Protein | 0,0160 | | | | 0,0160 |
| Lemak | 0,0051 | | | | 0,0051 |
| Abu | 0,0222 | | | | 0,0222 |

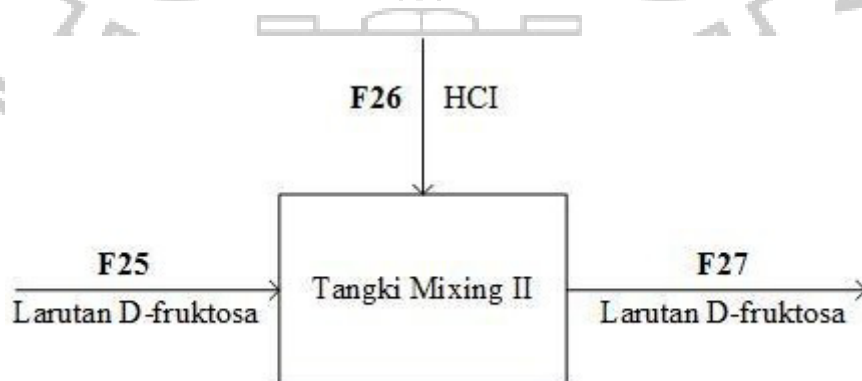
| | | | | | |
|--------------------------------------|----------|-----------------|----------|--------|-----------------|
| Dekstrin | 0,0050 | | | | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9909 | | | | 2,9909 |
| Dekstrosa | 91,5694 | | | | 22,8923 |
| α -amilase | 0,0007 | | | | 0,0007 |
| Glukoamilase | 0,0005 | | | | 0,0005 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0,0155 | | | | 0,0155 |
| NaOH | | | 0,000002 | | 0,000002 |
| Glukoisomerase | | | | 0,0181 | 0,0181 |
| Fruktosa | | | | | 68,6770 |
| Sub Total | 189,2617 | 0,0155 | 0,0010 | 0,0181 | 189,2964 |
| Total | | 189,2964 | | | 189,2964 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Reaktor Isomerasi

Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Reaktor Isomerasi = 163,4467 L/jam.

10. Tangki Mixing II

Fungsi : Sebagai tangki untuk penambahan HCl yang berfungsi untuk menurunkan pH agar tidak terjadi reaksi balik D-fruktosa menjadi D-Dekstrosa.



Menentukan volume larutan dalam tangki

| Komponen | Massa (kg) | s.g | ρ (kg/L) | Volume (L) = m/ρ |
|--------------------------------------|-----------------|------|---------------|--------------------------|
| Pati | 0,0211 | 1,50 | 1,50 | 0,0141 |
| Air | 94,6319 | 1,00 | 1,00 | 94,6319 |
| Protein | 0,0160 | 0,89 | 0,89 | 0,0180 |
| Lemak | 0,0051 | 0,80 | 0,80 | 0,0064 |
| Abu | 0,0222 | 1,40 | 1,40 | 0,0159 |
| α -amilase | 0,0007 | 1,25 | 1,25 | 0,0005 |
| Dekstrin | 0,0050 | 1,54 | 1,54 | 0,0033 |
| Maltose | 2,9909 | 1,54 | 1,54 | 1,9422 |
| Dekstrosa | 22,8923 | 1,56 | 1,56 | 14,6746 |
| Glukoamilase | 0,0005 | 1,20 | 1,20 | 0,0004 |
| Glukoisomerase | 0,0181 | 0,33 | 0,33 | 0,0549 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0,0155 | 1,68 | 1,68 | 0,0092 |
| NaOH | 0,000002 | 2,13 | 2,13 | 0,000001 |
| Fruktosa | 68,6770 | 1,32 | 1,32 | 52,0754 |
| Total | 189,2964 | | | 163,4467 |

Asumsi ρ air pada T referensi adalah mendekati 1 kg/liter.

$$\text{Volume tiap komponen} = \frac{\text{fraksi komponen} \times \text{massa total}}{\rho \text{ komponen}}$$

$$\text{Volume total} = 163,4467 \text{ L}$$

$$\text{pH larutan pati dari reaktor isomerasi} = 7,5$$

$$\text{pH yang diinginkan dalam tangki mixing II} = 4,5$$

pH dinaikkan dengan penambahan HCl 0,1 M:

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+] = [\text{H}^+]^{7,5} = 0,00000003 \text{ mol/L}$$

$$[\text{H}^+]^{4,5} = 0,00003162 \text{ mol/L}$$

$$[\text{H}^+] \text{ HCl } 0,1 \text{ M} = 0,1 \text{ mol/L}$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_{\text{campuran}} \times V_{\text{campuran}}$$

$$([\text{H}^+]^{7,5} \times V_{\text{larutan}}) + ([\text{H}^+]_{\text{HCl}0,1\text{ M}} \times V_{\text{HCl}0,1\text{ M}}) = ([\text{H}^+]^{4,5} \times (V_{\text{larutan}} + V_{\text{HCl}0,1\text{ M}}))$$

$$\text{Volume HCl } 0,1\text{ M} = \frac{V_{\text{larutan}} \times ([\text{H}^+]^{7,5} - [\text{H}^+]^{4,5})}{([\text{H}^+]^{4,5} - [\text{H}^+]_{\text{HCl}0,1\text{ M}})}$$

$$= \frac{163,4467\text{ L} \times (0,00000003 - 0,00003162)\text{ mol/L}}{(0,00003162 - 0,1)\text{ mol/L}}$$

$$= 0,0517\text{ liter}$$

$$= 0,0517\text{ liter}$$

$$\text{Massa HCl yang ada dalam larutan HCl } 0,1\text{ M} = M \times V \times \text{BM HCl} \times \frac{1}{1000}$$

$$= 0,1\text{ mol/L} \times 0,0517\text{ L} \times 36,45$$

$$\text{g/mol} \times \frac{1}{1000}$$

$$= 0,0002\text{ kg}$$

$$\rho_{\text{HCl } 0,1\text{ M}} = 1,268\text{ kg/L (Perry, 1997)}$$

$$\text{Massa larutan HCl } 0,1\text{ M yang ditambahkan} = \rho_{\text{HCl}} \times \text{Volume HCl}$$

$$= 1,268\text{ kg/L} \times 0,0517\text{ L}$$

$$= 0,0655\text{ kg}$$

$$\text{Komposisi : HCl} = 0,0002\text{ kg}$$

$$\text{Air} = 0,0653\text{ kg}$$

$$\text{Total air di tangki mixing II} = \text{Air pelarut HCl} + \text{air dari feed}$$

$$= 0,0653\text{ kg} + 94,6319\text{ kg}$$

$$= 94,6972\text{ kg.}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|--------------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|
| | F25 (kg/jam) | F26 (kg/jam) | F27 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | 0,0211 |
| Air | 94,6319 | 0,0653 | 94,6972 |
| Protein | 0,0160 | | 0,0160 |
| Lemak | 0,0051 | | 0,0051 |
| Abu | 0,0222 | | 0,0222 |
| Dekstrin | 0,0050 | | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9909 | | 2,9909 |
| Dekstrosa | 22,8923 | | 22,8923 |
| □-amilase | 0,0007 | | 0,0007 |
| Glukoamilase | 0,0005 | | 0,0005 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0,0155 | | 0,0155 |
| NaOH | 0,000002 | | 0,0000 |
| Glukoisomerase | 0,0181 | | 0,0181 |
| HCl | - | 0,0002 | 0,0002 |
| Fruktosa | 68,6770 | | 68,6770 |
| Sub Total | 189,2964 | 0,0655 | 189,3619 |
| Total | 189,3619 | | 189,3619 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Tangki Mixing II

Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Tangki Mixing II = 163,5121 L/jam.

11. Tangki Karbonasi

Fungsi : Menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sebelumnya dengan penambahan karbon aktif.



Basis perhitungan kontinyu dalam kg/jam

Batch cycle time process sebelumnya = 1 jam

*agar menjadi kontinyu, maka aliran dari tangki mixing II menuju tangki

karbonasi = kapasitas batch cycle time : kg/jam

Penambahan karbon aktif adalah 0,1% bahan kering gula didalam larutan.

Berat kering = total – air

$$= (189,3619 - 94,6972) \text{ kg}$$

$$= 94,6647 \text{ kg}$$

Karbon aktif yang ditambahkan = 0,1% x berat kering

$$= 0,1\% \times 94,6647 \text{ kg}$$

$$= 0,0947 \text{ kg}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------|--------------|--------------|--------------|
| | F27 (kg/jam) | F28 (kg/jam) | F29 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | | 0,0211 |
| Air | 94,6972 | | 94,6972 |
| Protein | 0,0160 | | 0,0160 |
| Lemak | 0,0051 | | 0,0051 |
| Abu | 0,0222 | | 0,0222 |
| Dekstrin | 0,0050 | | 0,0050 |
| Maltosa | 2,9909 | | 2,9909 |

| | | | |
|--------------------------------------|----------|-----------------|-----------------|
| Dekstrosa | 22,8923 | | 22,8923 |
| α -amilase | 0,0007 | | 0,0007 |
| Glukoamilase | 0,0005 | | 0,0005 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0,0155 | | 0,0155 |
| NaOH | 0,000002 | | 0,0000 |
| Glukoisomerase | 0,0181 | | 0,0181 |
| HCl | 0,0002 | | 0,0002 |
| Fruktosa | 68,6770 | | 68,6770 |
| Karbon aktif | - | 0,0947 | 0,0947 |
| Sub Total | 189,3619 | 0,0947 | 189,4566 |
| Total | | 189,4566 | 189,4566 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Tangki Karbonasi

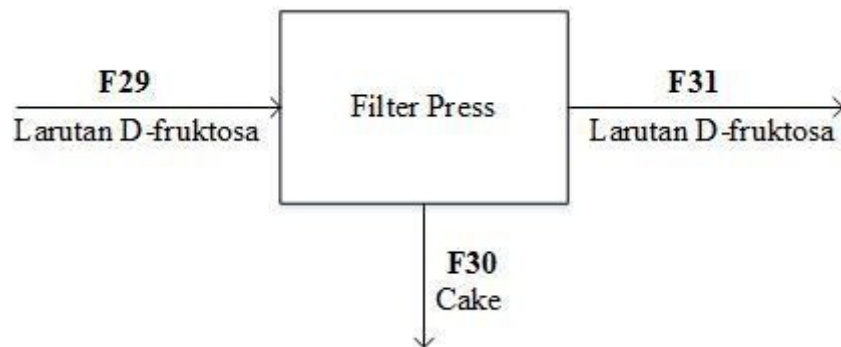
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Reaktor Tangki Karbonasi = 163,5542 L/jam.

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar reaksi isomerasi digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 4,5.

12. Filter Press

Fungsi : Memisahkan karbon aktif, MgSO₄, α -amilase, Glukoamilase, dan Glukoisomerase yang terkandung dalam sirup fruktosa



Cake kering:

Cake kering ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) = 0,0155 kg

Cake kering inert filtrat = 0,0706 kg

Cake kering karbon aktif = 0,0947 kg

Total cake kering yang terbentuk = 0,1808 kg

Air yang tertahan oleh cake, yaitu sebesar 10% dari cake basah:

Cake basah = $100/90 \times \text{total cake kering}$

= $100/90 \times 0,1808 \text{ kg}$

= 0,2009 kg

Air yang terikut cake = Cake basah – cake kering

= $(0,2009 - 0,1808) \text{ kg}$

= 0,0201 kg

Jadi, total air yang keluar sebagai filtrat = Air mula-mula – air dalam cake

= $(94,6972 - 0,0201) \text{ kg}$


= 94,68 kg

Diketahui bahan masuk hilang yang terikut cake 1%: (Hugot,1972)

Fruktosa hilang = $0,01 \times 68,6770 \text{ kg}$

= 0,686770 kg

Dekstrosa hilang = $0,01 \times 22,8923 \text{ kg}$



$= 0,228923 \text{ kg}$
 HCl hilang $= 0,01 \times 0,0002 \text{ kg}$
 $= 0,000002 \text{ kg}$
 Maltosa hilang $= 0,01 \times 2,9909 \text{ kg}$
 $= 0,02991 \text{ kg}$
 NaOH hilang $= 0,01 \times 0,000002 \text{ kg}$
 $= 0,00000002 \text{ kg}$
 Filtrat yang terbentuk:
 Fruktosa sisa $= (68,6770 - 0,686770) \text{ kg}$
 $= 67,99025 \text{ kg}$
 Dekstrosa sisa $= (22,8923 - 0,228923) \text{ kg}$
 $= 22,6634 \text{ kg}$
 HCl sisa $= (0,0002 - 0,000002) \text{ kg}$
 $= 0,0002 \text{ kg}$
 NaOH sisa $= (0,000002 - 0,00000002) \text{ kg}$
 $= 0,000002 \text{ kg}$
 Cake yang terbentuk:
 Cake MgSO_4 $= 0,0155 \text{ kg}$
 Cake inert filtrat $= 0,0706 \text{ kg}$
 Cake karbon aktif $= 0,0947 \text{ kg}$

| Komponen | Masuk | Keluar | |
|--------------------------------------|-----------------|-----------------|--------------|
| | F29 (kg/jam) | F30 (kg/jam) | F31 (kg/jam) |
| Pati | 0,0211 | 0,0211 | - |
| Air | 94,6972 | 0,0201 | 94,6771 |
| Protein | 0,0160 | 0,0160 | - |
| Lemak | 0,0051 | 0,0051 | - |
| Abu | 0,0222 | 0,0222 | - |
| Dekstrin | 0,0050 | 0,0050 | - |
| Maltosa | 2,9909 | 0,0299 | 2,9610 |
| Dekstrosa | 22,8923 | 0,2289 | 22,6634 |
| α -amilase | 0,0007 | 0,0007 | - |
| Glukoamilase | 0,0005 | 0,0005 | - |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 0,0155 | 0,0155 | - |
| NaOH | 0,000002 | 0,00000002 | 0,000002 |
| Glukoisomerase | 0,0181 | 0,0181 | - |
| HCl | 0,0002 | 0,000002 | 0,0002 |
| Fruktosa | 68,6770 | 0,6868 | 67,9902 |
| Karbon aktif | 0,0947 | 0,0947 | - |
| Sub Total | 189,4566 | 1,1646 | 188,2920 |
| Total | 189,4566 | 189,4566 | |

Menghitung Volume Larutan Keluar Filter Press

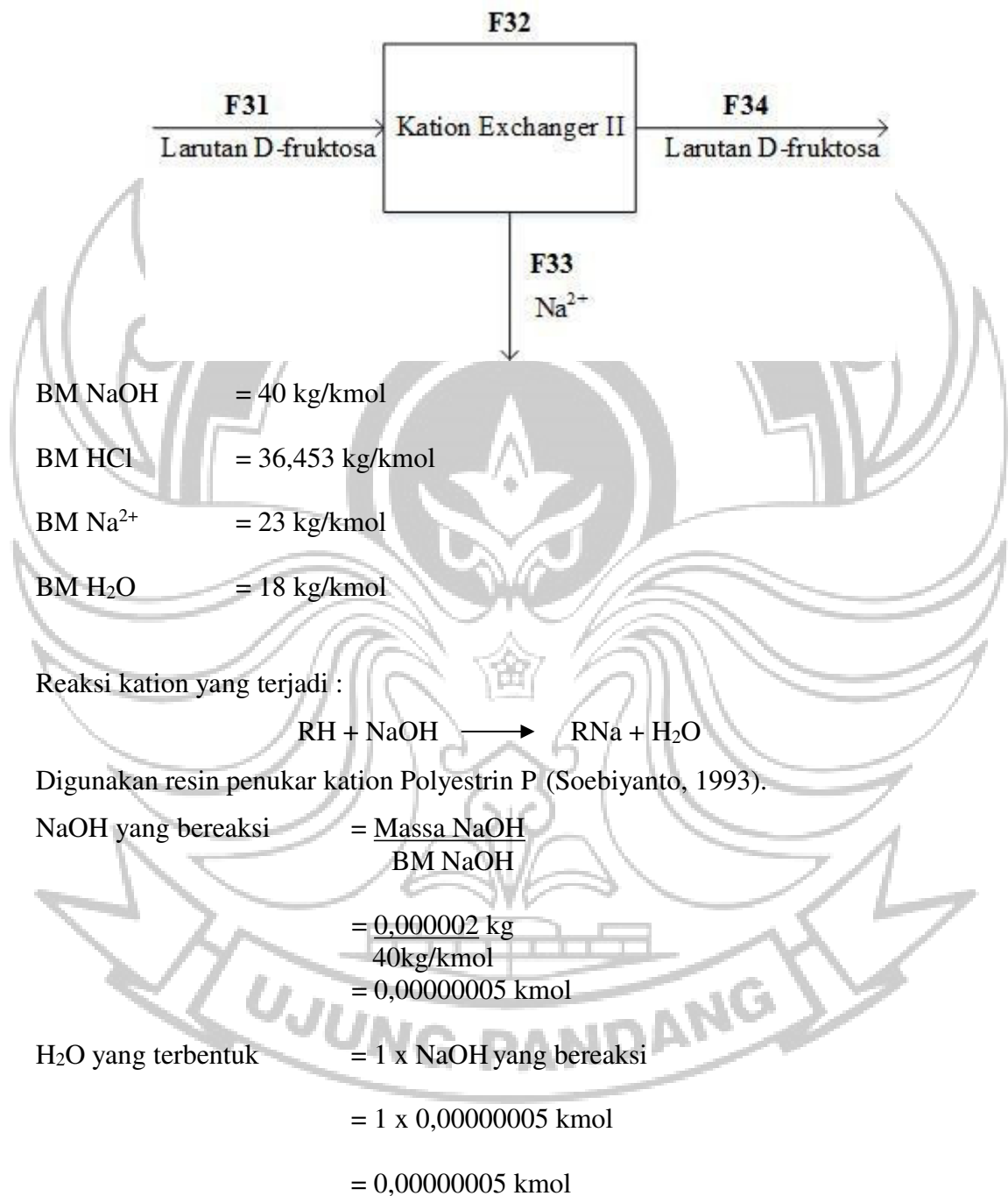
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Filter Press = 162,6825 L/jam.

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar filter press digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 4,49

13. Kation Exchanger II

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam fruktosa, yaitu memisahkan impuritis berupa Na^{2+}



$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O yang terbentuk} &= 0,00000005 \text{ kmol} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
 &= 0,00000005 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,000001 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O total yang terbentuk} &= \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O yang terbentuk} \\
 &= (94,6771 + 0,000001) \text{ kg} \\
 &= 94,67711 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Na}^{2+} \text{ yang tertinggal dalam resin} &= \text{NaOH yang bereaksi} \times \text{BM Na}^{2+} \\
 &= 0,00000005 \text{ kmol} \times 23 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,000001 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}^+ \text{ dari resin} &= 1 \times \text{NaOH yang bereaksi} \\
 &= 1 \times 0,00000005 \text{ kmol} \\
 &= 0,00000005 \text{ kmol} \\
 &= 0,00000005 \text{ kmol} \times \text{BM H}^+ \\
 &= 0,00000005 \text{ kmol} \times 1 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,00000005 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|----------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F31 (kg/jam) | F32 (kg/jam) | F33 (kg/jam) | F34 (kg/jam) |
| Air | 94,6771 | | | 94,6771 |
| Maltosa | 2,9610 | | | 2,9610 |
| Dekstrosa | 22,6634 | | | 22,6634 |
| NaOH | 0,000002 | | | |
| HCl | 0,0002 | | | 0,0002 |
| Fruktosa | 67,9902 | | | 67,9902 |
| H ⁺ dalam | | 0,00000005 | | |

| | | | | |
|------------------|-----------------|------------|-----------------|----------|
| resin | | | | |
| Na ²⁺ | | | 0,000001 | |
| Sub Total | 188,2920 | 0,00000005 | 0,000001 | 188,2920 |
| Total | 188,2920 | | 188,2920 | |

Menghitung Volume Larutan Keluar Kation Exchanger II

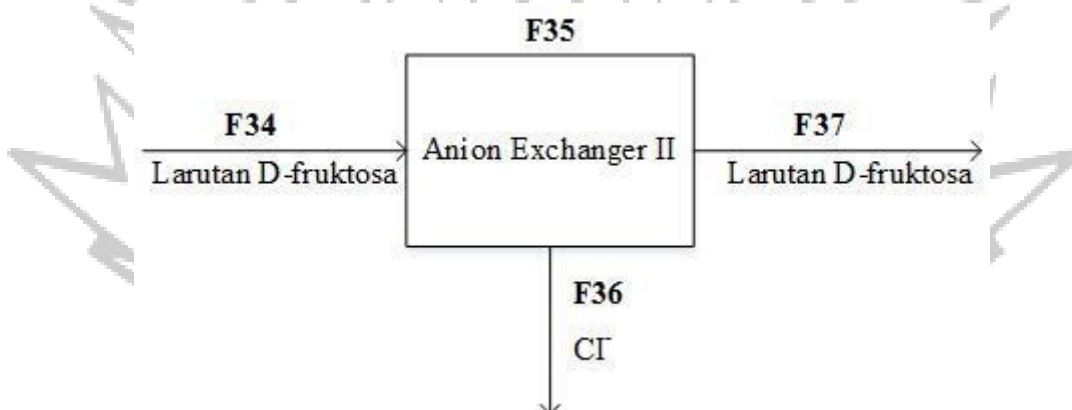
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Kation Exchanger = 162,6825 L/jam.

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar kation exchanger II digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 4,49

14. Anion Exchanger II

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan fruktosa, yaitu memisahkan Cl⁻ dari HCl.



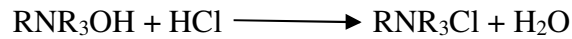
BM OH⁻ = 17 kg/kmol

BM Cl⁻ = 35,453 kg/kmol

BM HCl = 36,453 kg/kmol

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

Reaksi anion yang terjadi :



Digunakan resin penukar anion berbasis epoxy piyamine.

$$\begin{aligned} \text{HCl yang bereaksi} &= \frac{\text{Massa HCl}}{\text{BM HCl}} \\ &= \frac{0,0002 \text{ kg}}{36,453 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Karena koefisien reaksi yang sama, maka:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= \text{HCl yang bereaksi} \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,0001 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OH}^- \text{ dari resin} &= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM OH}^- \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \times 17 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,00009 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cl}^- \text{ yang tertinggal dalam resin} &= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM Cl}^- \\ &= 0,000005 \text{ kmol} \times 35,453 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,0002 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O total yang terbentuk} &= \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O dari reaksi anion} \\ &= (94,6771 + 0,0001) \text{ kg} \\ &= 94,6772 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|-----------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | F34 (kg/jam) | F35 (kg/jam) | F36 (kg/jam) | F37 (kg/jam) |
| Air | 94,6771 | | | 94,6772 |
| Maltosa | 2,9610 | | | 2,9610 |
| Dekstrosa | 22,6634 | | | 22,6634 |
| HCl | 0,0002 | | | |
| Fruktosa | 67,9902 | | | 67,9902 |
| OH ⁻ dalam resin | - | 0,0001 | | |
| Cl ⁻ | - | | 0,0002 | |
| Sub Total | 188,2920 | 0,0001 | 0,0002 | 188,2919 |
| Total | 188,2921 | | 188,2921 | |

Menghitung Volume Larutan Keluar Anion Exchanger II

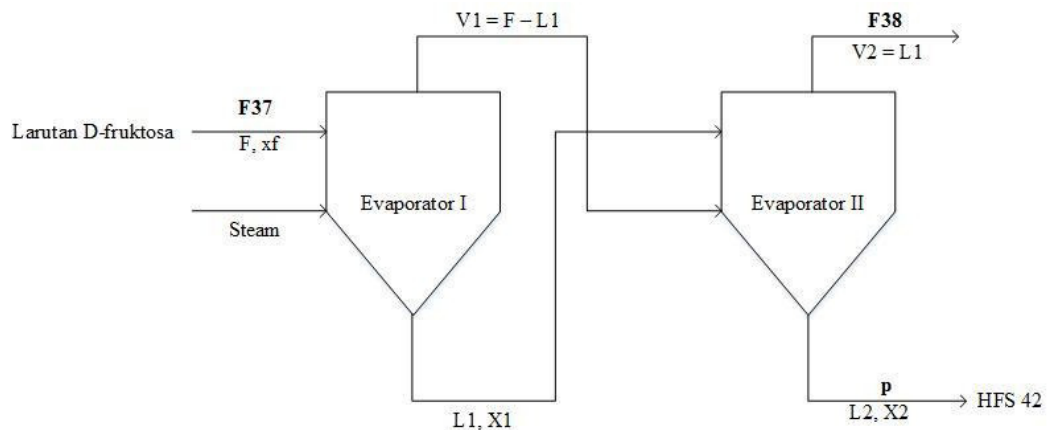
Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Anion Exchanger II = 162,6824 L/jam.

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar anion exchanger II digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 6,2.

15. Evaporator II

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan fruktosa menjadi 42%.



Air yang teruapkan = $\frac{42}{58} \times$ massa selain air pada aliran masuk
 $= \frac{42}{58} \times 93,6147 \text{ kg}$
 $= 67,7899 \text{ kg}$

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|--------------|-----------------|--------------|-----------------|
| | F37 (k g/jam) | F38 (kg/jam) | P (kg/jam) |
| Air | 94,6772 | 26,8873 | 67,7899 |
| Maltosa | 2,9610 | | 2,9610 |
| Dekstrosa | 22,6634 | | 22,6634 |
| Fruktosa | 67,9902 | | 67,9902 |
| Sub Total | 188,2919 | 26,8873 | 161,4046 |
| Total | 188,2919 | | 188,2919 |

Menghitung Volume Larutan Keluar Evaporator II

Untuk menghitung volume larutan keluar reaktor digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian tangki mixing I sehingga didapatkan volume larutan keluar Evaporator = 135,7951 L/jam.

Menghitung pH

Untuk menghitung pH larutan keluar reaksi isomerasi digunakan cara yang sama seperti pada lampiran A bagian jet cooker sehingga didapatkan pH larutan = 6,12.

Spesifikasi produk yang dihasilkan, yaitu:

| Komponen | Massa (kg/jam) | Fraksi (%) |
|-----------------|-----------------------|-------------------|
| Air | 67,7899 | 42 |
| Dekstrin | 2,9610 | 1,8345 |
| Dekstrosa | 22,6634 | 14,0414 |
| Fruktosa | 67,9902 | 42,1241 |
| Total | 161,4046 | 100 |



Persamaan neraca massa overall

| Neraca Massa Masuk | | Neraca Massa Keluar | |
|--------------------|------------------|---------------------|------------------|
| No aliran | kg/jam | No aliran | kg/jam |
| F1 | 100.0000 | F3 | 266.3006 |
| F2 | 166.3006 | F5 | 302.8312 |
| F3 | 266.3006 | F7 | 302.8972 |
| F4 | 36.5306 | F10 | 303.0537 |
| F5 | 302.8312 | F12 | 7.8343 |
| F6 | 0.0659 | F13 | 339.6013 |
| F7 | 302.8972 | F15 | 0.0007 |
| F8 | 0.0506 | F16 | 339.6007 |
| F9 | 0.1060 | F18 | 0.0015 |
| F10 | 303.0537 | F19 | 339.5999 |
| F11 | 44.3819 | F20 | 150.3382 |
| F13 | 339.6013 | F21 | 189.2617 |
| F14 | 0.000034 | F25 | 189.2964 |
| F16 | 339.6007 | F27 | 189.3619 |
| F17 | 0.0007 | F29 | 189.4566 |
| F19 | 339.5999 | F30 | 1.1646 |
| F21 | 189.2617 | F31 | 188.2920 |
| F22 | 0.0155 | F33 | 0.000001 |
| F23 | 0.0010 | F34 | 188.2920 |
| F24 | 0.0181 | F36 | 0.0002 |
| F25 | 189.2964 | F37 | 188.2919 |
| F26 | 0.0655 | F38 | 26.8873 |
| F27 | 189.3619 | P | 161.4046 |
| F28 | 0.0947 | | |
| F29 | 189.4566 | | |
| F31 | 188.2920 | | |
| F32 | 0.00000005 | | |
| F34 | 188.2920 | | |
| F35 | 0.0001 | | |
| F37 | 188.2919 | | |
| Total | 3863.7684 | Total | 3863.7684 |

LAMPIRAN B
NERACA PANAS

Kapasitas = 60.000 ton/tahun
 = 60.000.000 kg/hari
 = 192.307,6923 kg/jam

Suhu referensi = 25°C

Data-data cp (Sumber : Perry, 7th ed)

Komponen :

- Dekstrin = 0,291 + 0,00096T (kal/g°C) (Tabel 2-197)

| Suhu (°C) | 15 | 30 | 40 | 50 | 60 | 95 |
|-----------------------------------|-------|--------|--------|-------|--------|--------|
| Cp (kkal/kg°C) x 10 ⁻⁴ | 0,435 | 0,3198 | 0,3294 | 0,339 | 0,3486 | 0,3822 |

(Tabel 2-197)

- Dekstrosa = 0,3 kal/g°C
 = 0,3 kkal/kg°C

(Tabel 2-197)

- Maltosa = 0,32 kal/g°C
 = 0,32 kkal/kg°C

(Tabel 2-194)

- HCl = 6,70 + 0,00084 T (kal/gmol°C)

| Suhu (°C) | 30+273 | 35+273 | 40+273 | 50+273 | 60+273 | 90+273 | 105 |
|-------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Cp | 6,9545 | 6,9587 | 6,9629 | 6,9713 | 6,9797 | 7,0049 | 7,0175 |
| (kkal/kg°C) | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |

(Tabel 2-194)

- MgSO₄.7H₂O = 89 kal/mol°C
 = 0,3618 kkal/kg°C

(Tabel 2-194)

- $\text{CaCl}_2 = 16,9 + 0,00386 T$ (kal/mol°C)

| Suhu (°C) | 15 | 30 | 40 | 50 | 60 | 95 | 105 |
|-------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Cp | 16,957 | 17,0158 | 17,054 | 17,093 | 17,131 | 17,266 | 17,305 |
| (kkal/kg°C) | 9 | 0 | 4 | 0 | 6 | 7 | 3 |

- $\text{NaOH} = 59,5 \text{ J/mol.K}$
 $= 0,357 \text{ kkal/g}^\circ\text{C}$

(Tabel 2-197)

- Fruktosa $= 0,275 \text{ kal/g}^\circ\text{C}$
 $= 0,275 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Dennis R, 2007)

- Pati $= 0,000381 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Dennis R, 2007)

- Lemak $= 0,000482 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Dennis, 2007)

- Protein $= 0,000487 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Dennis, 2007)

- Abu $= 0,0003 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Lange, Tabel 9-8)

- α -amilase $= 0,0044 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

(Coulson, 1999)

- Glukoamilase $= 0,006 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

- Glukoisomerase $= 0,0012 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

- Air (H_2O) $= 1,000 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

T = 0 -100°C

$= 1,0043 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

T = 100-105°C

$= 1,0301 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

T = 105-170,41°C

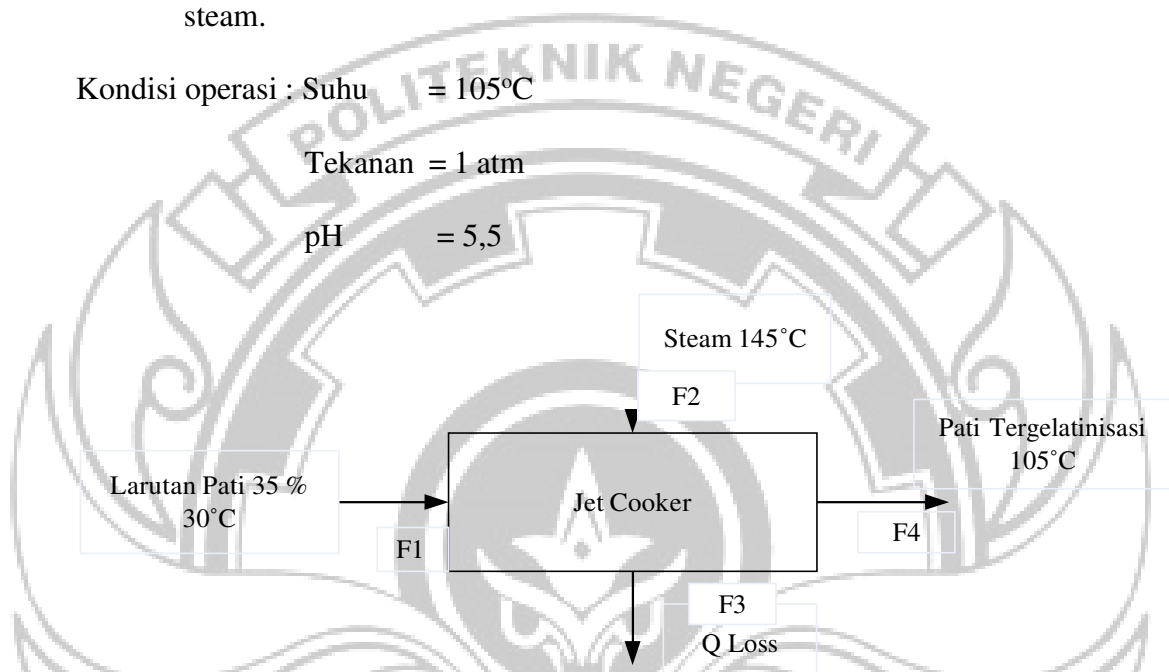
1. Jet Cooker

Fungsi : Memanaskan suspensi yaitu sampai hancur dan larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan menginjeksikan steam.

Kondisi operasi : Suhu = 105°C

Tekanan = 1 atm

pH = 5,5



a. Bahan masuk pada suhu 30°C (kkal)

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{\text{ref}} \\ &= (30-25)^{\circ}\text{C} \\ &= 5^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|----------|---------------|-------------------|------------|---------------------|
| Pati | 10355,7062 | 0,0004 | 5 | 19,7276 |
| Air | 20495,8483 | 1,0000 | 5 | 102479,2416 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 5 | 0,4592 |
| Lemak | 60,1048 | 0,0005 | 5 | 0,1449 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 5 | 0,3924 |

| | | | | |
|-------------------|-------------------|---------|---|---------------------|
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,0158 | 5 | 1903,0828 |
| Total | 31384,2247 | | | 104.403,0485 |

b. Bahan keluar (F4) pada suhu 105°C (kkal/kg)

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

$$= (105 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 80^{\circ}\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 10355,7062 | 0,0004 | 80 | 315,6419262 |
| Air | 24801,0747 | 1,0043 | 80 | 1992617,549 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 80 | 7,3465 |
| Lemak | 60,1048 | 0,0005 | 80 | 2,317641705 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 80 | 6,279185484 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,0158 | 80 | 30449,32456 |
| Total | 35689,4511 | | | 2.023.398,4590 |

c. Menghitung jumlah steam yang digunakan

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 105°C dengan menggunakan steam saturated 145 °C.

Diketahui : $H_v = 2.740,3 \text{ kJ/kg}$

$$HL = 610,63 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 2.243,63 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,18 \text{ kJ}}$$

$$= 536,7536 \text{ kkal/kg}$$

$Q \text{ masuk} + Q \text{ steam} = Q \text{ keluar} + Q \text{ loss (3\% Q steam)}$

$$Q \text{ steam (F2)} = \frac{Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}}{0,97}$$

$$= \frac{(2.023.398,4590 - 104.403,0485) \text{ kkal}}{0,97}$$

$$= 1.978.345,7840 \text{ kkal}$$

(Hugot)

$$\begin{aligned} Q \text{ loss (F3)} &= 0,03 \times Q \text{ steam} \\ &= 0,03 \times 1.978.345,7840 \text{ kkal} \\ &= 59.350,3735 \text{ kkal} \end{aligned}$$

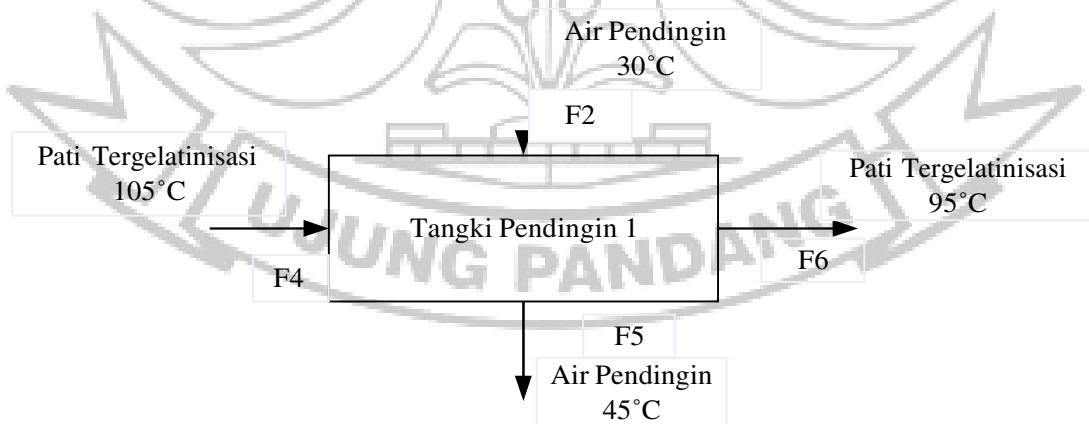
$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q \text{ steam}}{\lambda} \\ &= \frac{1.978.345,7840 \text{ kkal}}{536,7536 \text{ kkal/kg}} \\ &= 3.653,0608 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
|--------------|-----------------------|---------------|-----------------------|
| Q masuk (F1) | 104403,0485 | Q keluar (F4) | 2023398,4590 |
| Q steam (F2) | 1978345,7840 | Q loss (F3) | 59350,3735 |
| Total | 2.082.748,8325 | Total | 2.082.748,8325 |

2. Tangki Pendingin I

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 105°C menjadi 95°C



a. Menghitung panas bahan masuk (Q1)

$$H1 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (105 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 80^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 10355,7062 | 0,0004 | 80 | 315,6419 |
| Air | 24801,0747 | 1,0048 | 80 | 1992617,5492 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 80 | 7,3465 |
| Lemak | 60,1048 | 0,0005 | 80 | 2,3176 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 80 | 6,2792 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,0158 | 80 | 30967,3772 |
| Total | 35.689,4511 | | | 2.023.916,5116 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H2 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 70^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 10355,7062 | 0,0004 | 70 | 276,1867 |
| Air | 24801,0747 | 1,0000 | 70 | 1736075,2321 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 70 | 6,4282 |
| Lemak | 60,1048 | 0,0005 | 70 | 2,0279 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 70 | 5,4943 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,0158 | 70 | 27036,0155 |

| | | |
|--------------|--------------------|-----------------------|
| Total | 35.689,4511 | 1.763.401,3847 |
|--------------|--------------------|-----------------------|

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q \text{ masuk} = Q \text{ keluar} + Q \text{ yang diserap air pendingin (} Q_w \text{)}$$

$$Q_w = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar}$$

$$Q_w = (2.023.916,5116 - 1.763.401,3847) \text{ kkal}$$

$$= 260.515,1269 \text{ kkal}$$

Asumsi suhu keluar 45°C

$$\Delta T = T_{in} - T_{out}$$

$$= (45 - 30)^\circ\text{C}$$

$$= 15^\circ\text{C}$$

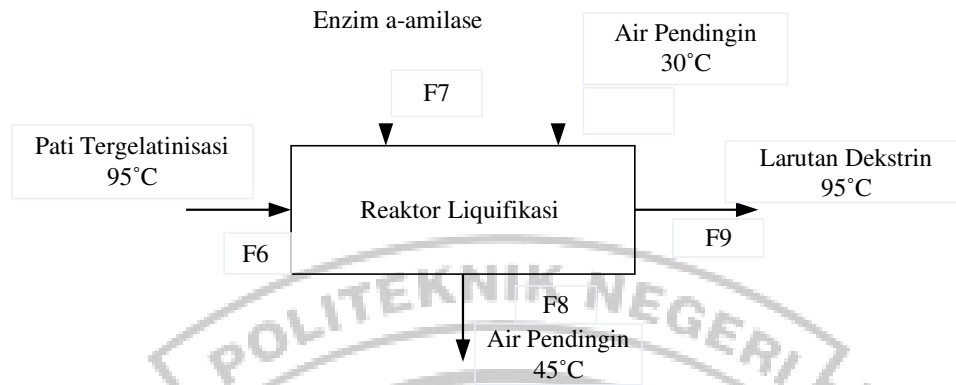
$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{260.515,1269 \text{ kkal}}{1,0000 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 15^\circ\text{C}} \\ &= 17.367,6751 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Tangki Pendingin

| Qin (kkal) | | Qout (kkal) | |
|--------------|-----------------------|---------------|-----------------------|
| Q masuk (F4) | 2023916,5116 | Q keluar (F6) | 1763401,3847 |
| | | Qap (F5) | 260515,1269 |
| Total | 2.023.916,5116 | Total | 2.023.916,5116 |

3. Reaktor Likuifikasi

Fungsi : Mengonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan α -amilase.



Menurut Uhlig, 2001

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 95°C

pH = 5,5

Waktu = 2 – 3 jam

a. Menghitung panas bahan masuk (Q1)

$$H1 = m \times Cp \times \Delta T$$

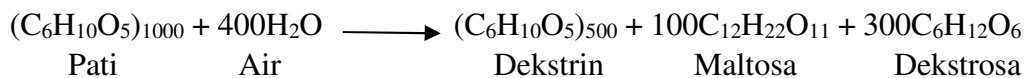
$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 70^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-------------------|-------------------|------------|-----------------------|
| Pati | 10355,7062 | 0,0004 | 70 | 276,1867 |
| Air | 24801,0747 | 1,0000 | 70 | 1736075,2321 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 70 | 6,4282 |
| Lemak | 60,1048 | 0,0005 | 70 | 2,0279 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 70 | 5,4943 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,0158 | 70 | 27036,0155 |
| α-amilase | 7,7665 | 0,0044 | | 2,3921 |
| Total | 35697,2176 | | | 1.763.403,7768 |

b. Reaksi yang terjadi



Data BM zat:

$$\text{BM pati} = 162.000 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Bm dekstrin} = 1.620 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM maltose} = 342 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180 \text{ kg/kmol}$$

Data panas pembentukan (Hougen, tabel XV-continued, hal 263)

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} \text{ (Pati)} &= -878.165,57 \text{ kJ/gmol} \\ &= -209.746.333,7322 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} \text{ (Dekstrin)} &= -8995,07 \text{ kJ/gmol} \\ &= -2.148.436,489 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ (Maltosa)} &= -1971,47 \text{ kJ/gmol} \\ &= -470.877,7236 \text{ kkal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ (Deskstosa)} &= -2319,18 \text{ kJ/gmol} \\ &= -553.926,8663 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{Hf } \text{H}_2\text{O} \text{ (Air)} &= -68,3150 \text{ kkal/gmol} \\ &= -68.315 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Dari lampiran A diperoleh :

$$\text{Pati yang bereaksi} = 0,01274647 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O yang bereaksi} = 0,329848421 \text{ kmol}$$

Dekstrosa yang terbentuk = 0,038354468 kmol

Maltosa yang terbentuk = 0,291493953 kmol

Dekstrin yang terbentuk = 1,216348015 kmol

c. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H_2 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 70^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | DT (°C) | Q = mCpDT (kkal) |
|-------------------|--------------------|-------------------|------------|-----------------------|
| Pati | 8284,5664 | 0,0004 | 70 | 220,9494 |
| Air | 24795,1359 | 1,0000 | 70 | 1735659,5130 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 70 | 6,4282 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 70 | 2,0279 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 70 | 5,4943 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,2667 | 70 | 27036,0155 |
| Dekstrin | 1970,4836 | 0,3822 | 70 | 52718,3182 |
| Maltosa | 99,6915 | 0,32 | 70 | 2233,0896 |
| Dekstrosa | 6,9062 | 0,3 | 70 | 145,0302 |
| a-amilase | 7,7665 | 0,0044 | 70 | 2,3921 |
| Total | 35.697,2176 | | | 1.818.023,6638 |

Panas reaksi:

$$\Delta H_{25} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= ((\text{mol} \times \Delta H_f \text{ dekstrosa}) + (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ maltose}) + (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ dekstrin})) - ((\text{mol} \times \Delta H_f \text{ pati}) + (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ air}))$$

$$\begin{aligned}
 &= (-21245,5700) + (-137.258,0092) + (-2.612.346,4580) - (- \\
 &\quad 2.673.524,9420) + (-22.533,5949) \\
 &= -75.691,5004 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Q_{25} = 75.691,5004 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{produk}} &= (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Dekstrosa}} + (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Maltosa}} + (m \times C_p \times \\
 &\quad \Delta T)_{\text{Dekstrin}} + (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Sisa reaktan}} + (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Air}} \\
 &= 145,1055 + 2.233,0769 + 52.718,3231 + 220,9494 +
 \end{aligned}$$

$$1.735.659,513$$

$$= 1.790.976,9679 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{reaktan}} = (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Pati}} + (m \times C_p \times \Delta T)_{\text{Air}}$$

$$= 276,1867 + 1.736.075,2321$$

$$= 1.736.351,4188 \text{ kkal}$$

$$\Delta Q_R = \Delta Q_{25} + Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}}$$

$$= (75.691,5004 + 1.790.976,9679 - 1.736.351,4188) \text{ kkal}$$

$$= 130.317,0496 \text{ kkal}$$

ΔQ reaksi positif menunjukkan bahwa reaksi tersebut mengeluarkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan pendingin untuk menstabilkan suhu operasi.

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q_{\text{masuk}} + \Delta Q_R = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{air pendingin}} (Q_w)$$

$$Q_w = Q_{\text{masuk}} + \Delta Q_R - Q_{\text{keluar}}$$

$$Q_w = (1.763.403,7768 + 130.317,0496 - 1.818.023,6638) \text{ kkal}$$

$$= 75.697,1625 \text{ kkal}$$

$$\Delta T = T_{\text{out}} - T_{\text{in}}$$

$$= (45 - 30)^{\circ}\text{C}$$

$$= 15^{\circ}\text{C}$$

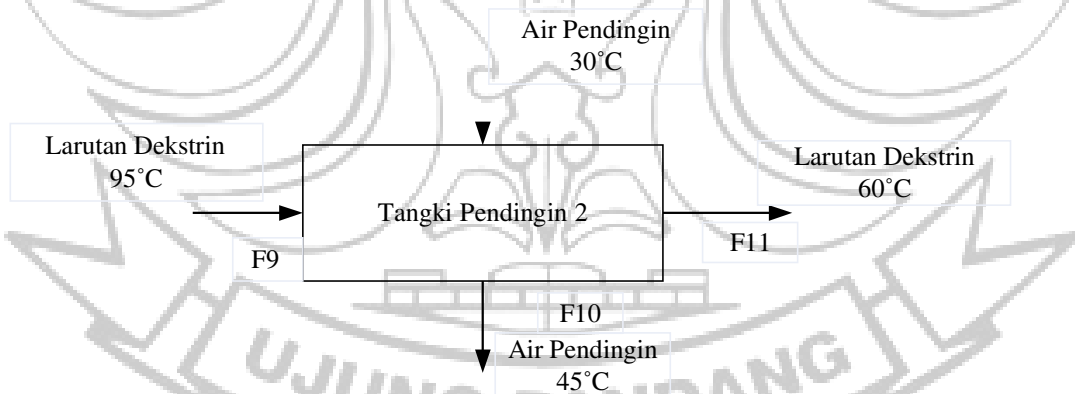
$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{75.697,1625 \text{ kkal}}{1,0000 \times 15^{\circ}\text{C}} \\ &= 5.046,477503 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
|-------------------------------------|-----------------------|-----------------------------|-----------------------|
| Q masuk (F6) | 1763403,7768 | Q keluar (F9) | 1818023,6638 |
| ΔQ_R (F7) | 130317,0496 | Q air pendingin (F8) | 75697,1625 |
| Total | 1.893.720,8263 | Total | 1.893.720,8263 |

4. Tangki Pendingin II

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 95°C menjadi 60°C



a. Menghitung panas bahan masuk (Q_1)

$$H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (95 - 25)^{\circ}\text{C}$$

= 70 °C

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 8284,5664 | 0,0004 | 70 | 220,9494 |
| Air | 24795,1359 | 1,0000 | 70 | 1735659,5130 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 70 | 6,4282 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 70 | 2,0279 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 70 | 5,4943 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,2667 | 70 | 27.036,0155 |
| Dekstrin | 1970,4836 | 0,3822 | 70 | 52.718,3182 |
| Maltosa | 99,6915 | 0,32 | 70 | 2233,0896 |
| Dekstrosa | 6,9062 | 0,3 | 70 | 145,0302 |
| α-amilase | 7,7665 | 0,0044 | 70 | 2,3921 |
| Total | 35697,2176 | | | 1.818,023,6638 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H_2 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (60 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 35^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 8284,5664 | 0,0004 | 35 | 110,4747 |
| Air | 24795,1359 | 1,0000 | 35 | 867829,7565 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 35 | 3,2141 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 35 | 1,0140 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 35 | 2,7471 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,2667 | 35 | 13413.2387 |
| Dekstrin | 1970,4836 | 0,3822 | 35 | 24041,8704 |

| | | | | |
|-------------------|-------------------|--------|----|---------------------|
| Maltosa | 99,6915 | 0,32 | 35 | 1116,5448 |
| Dekstrosa | 6,9062 | 0,3 | 35 | 72,5151 |
| α -amilase | 7,7665 | 0,0044 | 35 | 1,1960 |
| Total | 35697,2176 | | | 906.588,7960 |

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$Q \text{ masuk} = Q \text{ keluar} + Q \text{ yang diserap air pendingin (} Q_w \text{)}$

$Q_w = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar}$

$Q_w = (1.818.023,6638 - 906.588,7960) \text{ kkal}$
 $= 911.434,8677 \text{ kkal}$

Asumsi suhu keluar 45°C

$\Delta T = T_{\text{out}} - T_{\text{in}}$
 $= (45 - 30)^\circ\text{C}$
 $= 15^\circ\text{C}$

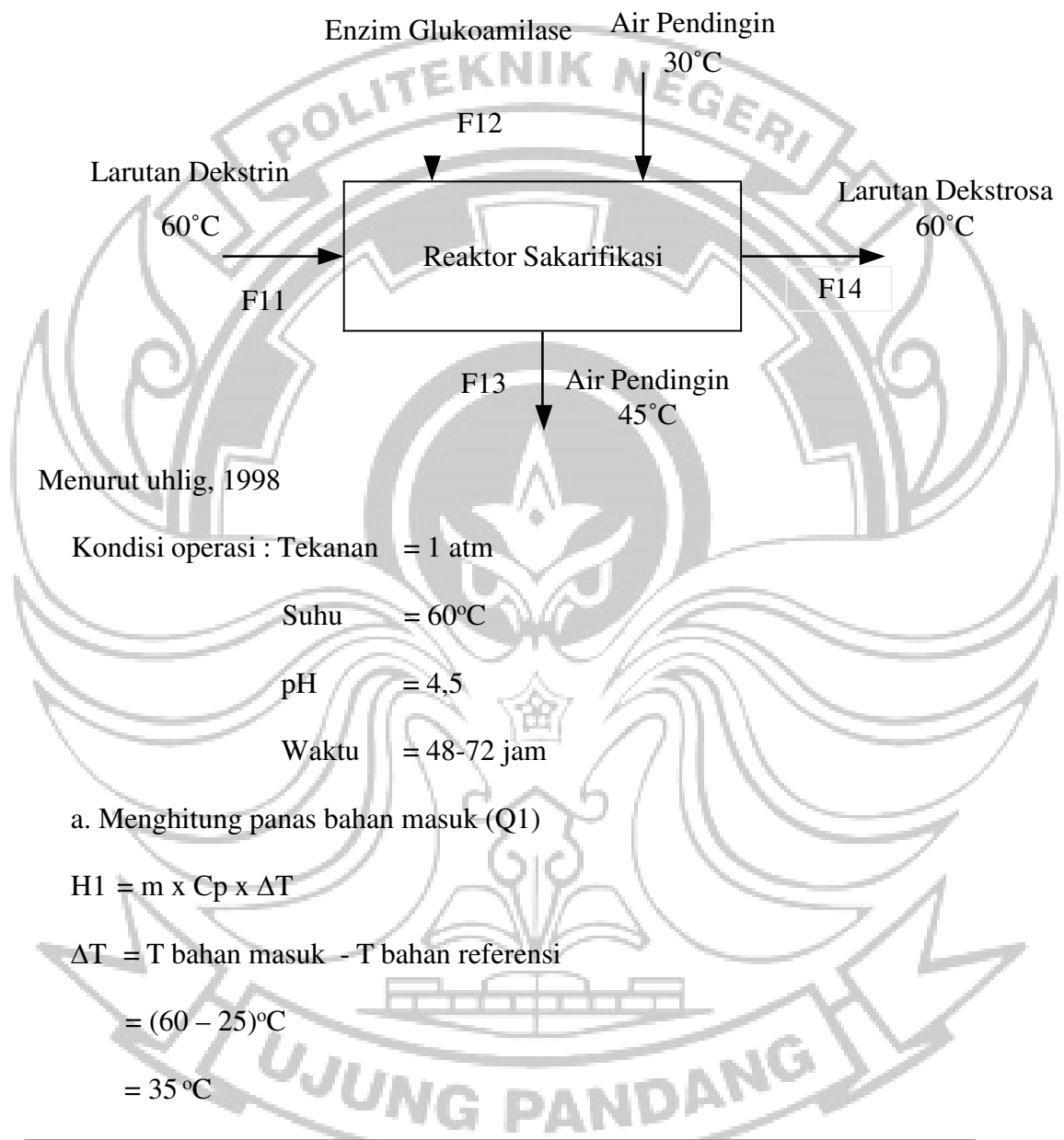
Massa air pendingin $= \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T}$
 $= \frac{911.434,8677 \text{ kkal}}{1,0000 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 15^\circ\text{C}}$
 $= 60.762,3245 \text{ kg}$

Neraca Panas Total Tangki Pendingin

| | Q_{in} (kkal) | | Q_{out} (kkal) |
|----------------|------------------------------|-----------------------------|-------------------------------|
| Q masuk | 1818023,6638 | Q keluar | 906588,7960 |
| (F9) | | (F11) | |
| | | Q_{ap} (F10) | 911434,8677 |
| Total | 1.818.023,6638 | Total | 1.818.023,6638 |

5. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase.



| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|----------|---------------|-------------------|------------|---------------------|
| Pati | 8284,5664 | 0,0004 | 35 | 110,475 |
| Air | 24795,1359 | 1,0000 | 35 | 867829,757 |

| | | | | |
|-------------------|-------------------|----------|----|--------------------|
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 35 | 3,214 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 35 | 1,014 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 35 | 2,747 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,2667 | 35 | 13412,239 |
| α-amilase | 7,7665 | 0,0044 | 35 | 1,196 |
| Dekstrin | 1970,4836 | 0,3486 | 35 | 24041,870 |
| Maltosa | 99,6915 | 0,32 | 35 | 1116,545 |
| Dekstrosa | 6,9062 | 0,03 | 35 | 72,515 |
| HCl | 11,9973 | 6,97972 | 35 | 2930,823 |
| Glukoamilase | 5,9633 | 0,006 | 35 | 1,252 |
| Total | 35715,6732 | | | 909.641,795 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q₂)

$$H_2 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (95 - 25)^\circ\text{C}$$

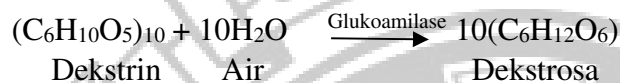
$$= 35^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | C_p (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mC_pΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|--------------------------------------|--------------------|--|
| Pati | 248,5393 | 0,0004 | 35 | 3,3143 |
| Air | 23715,7171 | 1,0000 | 35 | 830050,0985 |
| Protein | 188,5641 | 0,0005 | 35 | 3,2141 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 35 | 1,0140 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 35 | 2,7471 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,2667 | 35 | 13412,2269 |
| α-amilase | 7,7668 | 0,0044 | 35 | 1,196 |
| Dekstrin | 59,1148 | 0,3486 | 35 | 721,2597 |
| Maltosa | 353,3338 | 0,32 | 35 | 3957,3386 |

| | | | | |
|--------------|-------------------|---------|----|--------------------|
| Dekstrosa | 10792,5305 | 0,03 | 35 | 113321,5698 |
| HCl | 0,0353 | 6,97972 | 35 | 8,6234 |
| Glukoamilase | 5,9649 | 0,006 | 35 | 1,2526 |
| Total | 35715,6732 | | | 961484,0163 |

c. Reaksi yang terjadi dalam reaksi sakarifikasi pada suhu 60C

Reaksi I :



Data BM zat:

$$\text{BM pati} = 162.000 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Bm dekstrin} = 1.620 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM maltose} = 342 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180 \text{ kg/kmol}$$

Data panas pembentukan (Hougen, tabel XV-continued, hal 263)

$$\Delta\text{Hf } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} \text{ (Dekstrin)} = -2.148.436,489 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta\text{Hf } \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ (Deskstosa)} = -553.926,8663 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta\text{Hf } \text{H}_2\text{O (Air)} = -68.315 \text{ kkal/kmol}$$

Dari lampiran A diperoleh :

$$\text{Dekstrin yang bereaksi} = 1,179857574 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O yang bereaksi} = 11,79857574 \text{ kmol}$$

$$\text{Dekstrosa yang terbentuk} = 11,79857574 \text{ kmol}$$

Panas reaksi:

$$\Delta\text{H}_25 = \Delta\text{Hf produk} - \Delta\text{Hf reaktan}$$

$$= (\text{mol} \times \Delta\text{Hf dekstrosa}) - ((\text{mol} \times \Delta\text{Hf dekstrin}) + (\text{mol} \times \Delta\text{Hf air}))$$

$$= (-6.535.548,0867) - ((-2.534.849,064) + (-806.019,7017))$$

$$= -3.194.679,3207 \text{ kkal}$$

$$\Delta Q_{25} = 3.194.679,3207 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ produk} = (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Dekstrosa}$$

$$= 10.792,5305 \text{ kg} \times 0,3 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 35^\circ\text{C}$$

$$= 113.321,5703 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ reaktan} = (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Dekstrin} + (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Air}$$

$$= (24.041,8726 + 867.829,7565) \text{ kkal}$$

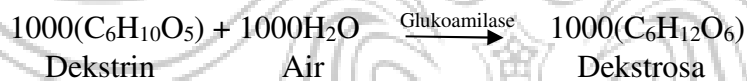
$$= 891.871,6291 \text{ kkal}$$

$$\Delta Q_R = \Delta Q_{25} + Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan}$$

$$= (3.194.679,3207 + 113.321.5703 - 891.871,6291) \text{ kkal}$$

$$= 2.416.129,2618 \text{ kkal}$$

Reaksi II :



$$\Delta H_f 1000(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5) \text{ (Dekstrin)} = -209.746.333,7 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ (Dekstrosa)} = -553.926,8663 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} \text{ (Air)} = -68.315 \text{ kkal/kmol}$$

Dari appendix A diperoleh :

$$\text{Pati yang bereaksi} = 0,048116958 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O yang bereaksi} = 48,11695803 \text{ kmol}$$

$$\text{Dekstrosa yang terbentuk} = 48,11695803 \text{ kmol}$$

Panas reaksi:

$$\Delta H_{25} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ dekstrosa}) - ((\text{mol} \times \Delta H_f \text{ pati}) + (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ air})) \\
 &= (-26.653.275,78) - ((-10.092.355,54) + (-3287.109,988)) \\
 &= -13.273.810,253 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

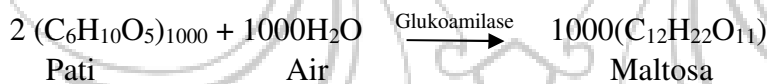
$$\Delta Q_{25} = 13.273.810,253 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ produk} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Dekstrosa} + (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Sisa reaktan} \\
 &= (113.321,5698 + 830053,4128) \text{ kkal} \\
 &= 943.374,9826 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ reaktan} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Pati} + (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Air} \\
 &= (3,314 + 830.050,099) \text{ kkal} \\
 &= 830.053,413 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Q_R &= \Delta Q_{25} + Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan} \\
 &= (13.273.810,253 + 943.374,9826 - 830.053,413) \text{ kkal} \\
 &= 13.387.131,823 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi III :



$$\Delta H_f 2(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} (\text{Pati}) = -209.746.333,7322 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 (\text{Deskstosa}) = -470.877,7236 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} (\text{Air}) = -68.315 \text{ kkal/kmol}$$

Dari appendix A diperoleh :

$$\text{Pati yang bereaksi} = 0,001488153 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O yang bereaksi} = 0,744076671 \text{ kmol}$$

$$\text{Maltosa yang terbentuk} = 0,744076671 \text{ kmol}$$

Panas reaksi:

$$\begin{aligned}\Delta H_{25} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ maltosa}) - ((\text{mol} \times \Delta H_f \text{ pati}) + (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ air})) \\ &= (-350.369,1289) - ((-312.134,7074) + (-50831,59776)) \\ &= -611.672,2385 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\Delta Q_{25} = 611.672,2385 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ produk} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Maltosa} + (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Sisa reaktan} \\ &= (3.957,3386 + 830.053,4128) \text{ kkal} \\ &= 834.010,751 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ reaktan} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Pati} + (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Air} \\ &= (110,4747 + 867.829,7565) \text{ kkal} \\ &= 867.940,231 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta Q_R &= \Delta Q_{25} + Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan} \\ &= (611.672,2385 + 834.010,751 - 867.940,231) \text{ kkal} \\ &= 577.725,549 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta Q_R \text{ total} &= \Delta Q_R \text{ reaksi I} + \Delta Q_R \text{ reaksi II} + \Delta Q_R \text{ reaksi III} \\ &= (2.416.129,262 + 13.387.131,823 + 577.725,549) \text{ kkal} \\ &= 16.381.003,8432 \text{ kkal}\end{aligned}$$

ΔQ reaksi positif menunjukkan bahwa reaksi tersebut mengeluarkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan pendingin untuk menstabilkan suhu operasi.

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q \text{ masuk} + \Delta Q_R = Q \text{ keluar} + Q \text{ air pendingin} (Q_w)$$

$$Q_w = Q \text{ masuk} + \Delta Q_R - Q \text{ keluar}$$

$$Q_w = (909.641,795 + 16.381.003,8432 - 961484,0163) \text{ kkal}$$

$$= 16.329.161,6217 \text{ Kkal}$$

Asumsi suhu masuk 45°C

$$\Delta T = T_{in} - T_{out}$$

$$= (45 - 30)^\circ\text{C}$$

$$= 15^\circ\text{C}$$

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T}$$

$$= \frac{16.329.161,6217 \text{ kkal}}{1,0000 \times 15^\circ\text{C}}$$

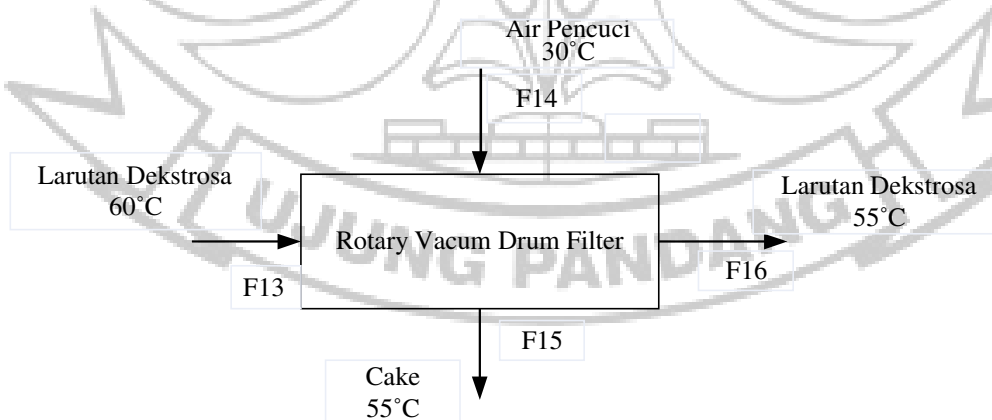
$$= 1.088.610,775 \text{ kg}$$

Neraca Panas Total

| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
|--------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|
| Q masuk (F11) | 909641,795 | Q keluar (F14) | 961484,016 |
| ΔQ_R total (F12) | 16381003,843 | Q air pendingin (F13) | 16329161,622 |
| Total | 17.290.645,6379 | Total | 17.290.645,6379 |

6. Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan dekstrosa.



Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 55°C

a. Menghitung panas bahan masuk (Q1)

$$H1 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (60 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 35^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-------------------|-------------------|------------|---------------------|
| Pati | 248,5393 | 0,000381 | 35 | 3,3143 |
| Air | 23715,7171 | 1,00 | 35 | 830050,0985 |
| Protein | 188,5641 | 0,000487 | 35 | 3,2141 |
| Lemak | 60,1048 | 0,000482 | 35 | 2,7471 |
| Abu | 261,6327 | 0,0003 | 35 | 13412,2269 |
| CaCl ₂ | 22,3684 | 17,1316 | 35 | 721,2597 |
| Dekstrin | 59,1148 | 0,3486 | 35 | 0,4440 |
| Maltosa | 353,3338 | 0,32 | 35 | 3957,3386 |
| Dekstrosa | 10792,5305 | 0,3 | 35 | 113321,5698 |
| α-amilase | 7,7668 | 0,0044 | 35 | 1,1961 |
| Glukoamilase | 5,9649 | 0,0060 | 35 | 1,2526 |
| HCl | 0,0353 | 6,97972 | 35 | 8,6234 |
| Total | 35715,6732 | | | 961484,0163 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H2 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (55,20422 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 30,20422^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Pati | 2,4867 | 0,000381 | 30,20422 | 0,0286 |
| Air | 28870,1411 | 1,00 | 30,20422 | 872000,0787 |
| Protein | 1,8856 | 0,000487 | 30,20422 | 0,0277 |
| Lemak | 0,6010 | 0,000482 | 30,20422 | 0,0088 |
| Abu | 2,6163 | 0,0003 | 30,20422 | 0,0237 |
| CaCl ₂ | 0,2239 | 17,1316 | 30,20422 | 115,3343 |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,3486 | 30,20422 | 5,8622 |
| Maltosa | 352,4853 | 0,32 | 30,20422 | 3402,8935 |
| Dekstrosa | 10791,6819 | 0,3 | 30,20422 | 97786,2987 |
| α-amilase | 0,0828 | 0,0044 | 30,20422 | 0,0110 |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0060 | 30,20422 | 0,0110 |
| HCl | 0,0353 | 6,97972 | 30,20422 | 7,5628 |
| Total | 40022,8903 | | | 973322,1409 |

c. Menghitung panas air pencuci masuk (Q air pencuci)

$$\begin{aligned}\Delta T &= T \text{ air masuk} - T \text{ ref} \\ &= (30 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 5^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ air pencuci} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 5.230,521439 \text{ kg} \times 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 5^\circ\text{C} \\ &= 26.152,60719 \text{ kkal}\end{aligned}$$

d. Menghitung panas cake keluar (Q cake)

$$\begin{aligned}\Delta T &= T \text{ air keluar} - T \text{ ref} \\ &= (55,20422 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 3016271^\circ\text{C}\end{aligned}$$

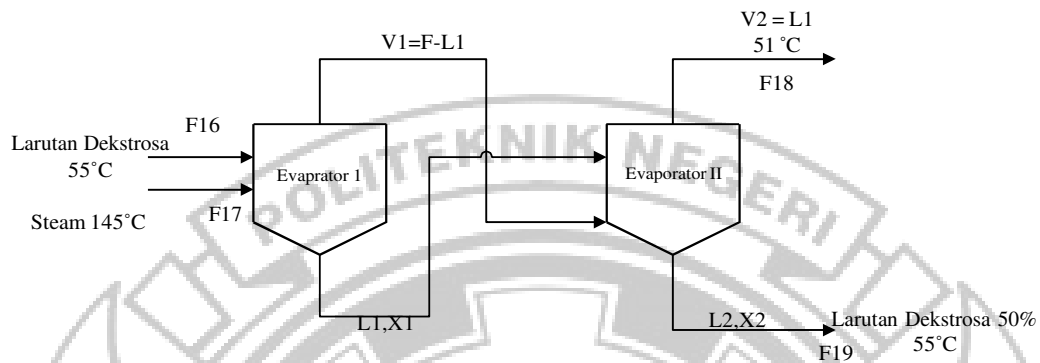
| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCp ΔT (kkal) |
|-------------------|-----------------|----------------|-----------------|---------------------------|
| Pati | 246,0526 | 0,000381 | 30,2042 | 2,8315 |
| Air | 76,0974 | 1,00 | 30,2042 | 2290,6502 |
| Protein | 186,6785 | 0,000487 | 30,2042 | 2,7459 |
| Lemak | 59,5038 | 0,000482 | 30,2042 | 0,8663 |
| Abu | 259,0164 | 0,0003 | 30,2042 | 2,3470 |
| CaCl ₂ | 22,1445 | 17,1316 | 30,2042 | 11406,9605 |
| Dekstrin | 58,5256 | 0,3486 | 30,2042 | 582,2869 |
| Maltosa | 0,8485 | 0,32 | 30,2042 | 8,2014 |
| Dekstrosa | 0,8485 | 0,3 | 30,2042 | 7,6888 |
| α -amilase | 7,6840 | 0,0044 | 30,2042 | 1,0212 |
| Glukoamilase | 5,9044 | 0,0060 | 30,2042 | 1,0700 |
| Total | 923,3043 | | | 14.314,4826 |

Neraca Panas Total

| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
|---------------------|--------------------|----------------------|--------------------|
| Q bahan masuk (F13) | 961484,0163 | Q bahan keluar (F16) | 973322,1409 |
| Q air pencuci (F14) | 26152,6072 | Q cake (F15) | 14314,4826 |
| Total | 987636,6235 | Total | 987636,6235 |

7. Evaporator I

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 50%.



Steam yang digunakan bertekanan 450 kPa, dari data steam tabel dapat diketahui:

$$T = 145^{\circ}\text{C}$$

$$HL = 610,63 \text{ kJ/kg}$$

$$Hv = 2.740,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 2.129,67 \text{ kJ/kg}$$

$$= 509,4904 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Tekanan pada effect 2} = 13,65 \text{ kPa}$$

Interpolasi:

$$T2 = T1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (T2-T1)$$

$$= 50^{\circ}\text{C} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(15,758 - 12,35) \text{ kPa}} \times (55 - 50)^{\circ}\text{C}$$

$$= 51,9087^{\circ}\text{C}$$

$$Hv = Hv1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (Hv2-Hv1)$$

$$= 2.592,1 \text{ kJ/kg} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(15,758 - 12,35) \text{ kPa}} \times (2.600,9 - 2.592,1) \text{ kJ/kg}$$

$$(15,758 - 12,35) \text{ kPa}$$

$$= 2.595,45939 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,18 \text{ kJ}}$$

$$= 620,9233 \text{ kkal/kg}$$

$$HL = HL1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (HL2-HL1)$$

$$= 209,33 \text{ kJ/kg} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(225,94 - 209,31) \text{ kPa}} \times (225,94 - 209,31) \text{ kJ/kg}$$

$$= 217,3085505 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,18 \text{ kJ}}$$

$$= 51,9876915 \text{ kkal/kg}$$

Maka,

$$\lambda = h_v - h_L$$

$$= (620,9233 - 51,9877) \text{ kkal/kg}$$

$$= 568,9356 \text{ kkal/kg}$$

| Tekanan uap (kPa) | T2 sat | HL (kkal/kg) | Hv (kkal/kg) | λ (kkal/kg) |
|----------------------|-----------|--------------|--------------|-------------|
| 13,65 | 51,908744 | 51,9876915 | 620,9233 | 569,9356 |

Total massa yang masuk dalam evaporator (F) = 40.022,7178 kg

Terdiri atas : Bahan kering = 11.152,4894 kg

Air = 28.870,2284 kg

F = 40.022,7178 kg

$x_F = 0,2786$

$x_2 = 0,5$

Dari lampiran A diketahui :

F = 40.022,7178 kg

$x_F = 0,2786$

$$xL_1 = 0,4$$

$$xL_2 = 0,5$$

$$TF = 55,204^\circ\text{C}$$

$$L_2 = 11.152,484 \text{ kg}$$

$$L_1 = F - V_1$$

$$= 31.163,8453 \text{ kg}$$

Menghitung BPR larutan dekstroza pada tiap efek:

Rumus perhitungan BPR tiap efek:

$$\text{BPR 2} = 2,445^\circ\text{C}$$

$$T_2 \text{ (suhu air menuju condenser)} = 51,9087^\circ\text{C}$$

$$\text{BPR 1} = 1,4336^\circ\text{C}$$

$$\Sigma\Delta T \text{ available} = T_1(\text{sat}) - T_2(\text{sat}) - (\text{BPR 2} + \text{BPR 1})$$

$$= 145 - 51,9087 - (2,445 + 1,4336)^\circ\text{C}$$

$$= 89,21266923^\circ\text{C}$$

Untuk long tube vertical evaporator, harga U berkisar antara 200-700 BTU/h.ft².°F (Geankoplis).

$$U_1 = 550 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 3.123,0448 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 3.123,0448 \text{ W/m}^2.\text{°C}$$

$$= 2.685,3188 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$U_2 = 350 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 1.987,3922 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 1.987,3922 \text{ W/m}^2.\text{°C}$$

$$= 1.708,8393 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}$$

Sehingga:

$$\frac{1}{U_1} = 0,000372395 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$\frac{1}{U_2} = 0,000585193 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= \frac{\sum \Delta T \times 1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2} \\ &= \frac{89,21266923 \text{ °C} \times 0,000372395 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}}{(0,000372395 + 0,000585193) \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}} \\ &= 34,6938 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_2 &= \frac{\sum \Delta T \times 1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2} \\ &= \frac{89,21266923 \text{ °C} \times 0,000585193 \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}}{(0,000372395 + 0,000585193) \text{ kkal/h.m}^2.\text{°C}} \\ &= 54,5188 \text{ °C} \end{aligned}$$

Estimate: $\Delta T_1 = 34,6938 \text{ °C}$

$$\Delta T_2 = 54,5188 \text{ °C}$$

$$\begin{aligned} 1) T_1 &= T_{s1} - \Delta T_1 \\ &= (145 - 34,6938) \text{ °C} \\ &= 110,3062 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$T_{s1} = 145 \text{ °C}$$

$$\begin{aligned} 2) T_2 &= T_1 - BPR_1 - \Delta T_2 \\ &= (110,3062 - 1,4336 - 56,3778) \text{ °C} \\ &= 54,3537 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s2} &= T_1 - BPR_1 \\ &= (110,3062 - 1,4336) \text{ °C} \end{aligned}$$

$$= 108,8726^{\circ}\text{C}$$

Evaporator I:

$$T_{s1} = 145^{\circ}\text{C}$$

$$T_1 = 110,3062^{\circ}\text{C}$$

Evaporator II:

$$T_{s2} = 108,8726^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 54,3537^{\circ}\text{C}$$

Kondensor:

$$T_{s3} = 51,9087^{\circ}\text{C}$$

Perhitungan heat capacity

$$C_p \text{ larutan} = 4,19 - 2,35x \text{ (Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ ed, hal 520)}$$

Perhitungan C_p larutan untuk F:

$$\begin{aligned} C_p \text{ larutan} &= 4,19 - 2,35 \times x_F \\ &= 4,19 - 2,35 \times 0,2786 \\ &= 3,5352 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} \\ &= 0,8457 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Perhitungan C_p larutan untuk L1:

$$\begin{aligned} C_p \text{ larutan} &= 4,19 - 2,35 \times x_{L1} \\ &= 4,19 - 2,35 \times 0,3579 \\ &= 3,3490 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} \\ &= 0,8012 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Perhitungan C_p larutan untuk L2:

$$\begin{aligned} C_p \text{ larutan} &= 4,19 - 2,35 \times x_{L2} \\ &= 4,19 - 2,35 \times 0,5 \end{aligned}$$

$$= 3,015 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$= 0,7213 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Nilai entalpi tiap evaporator diperoleh dengan interpolasi dari steam table

Koretsky:

| | T | HL | Hv | λ |
|-----|----------|-------------|-------------|-------------|
| Ts1 | 148 | 149,0837321 | 655,5741627 | 509,4904306 |
| T1 | 110,31 | 110,6691373 | 644,009396 | 533,3402588 |
| Ts2 | 108,87 | 109,217963 | 644,4841625 | 534,2661996 |
| T2 | 54,35374 | 54,4326915 | 621,9527726 | 567,5200811 |
| Ts3 | 51,909 | 51,9876915 | 620,923299 | 568,9356075 |

Dimana : $\text{kJ/kg}^\circ\text{C} = \frac{1}{4,18} \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

Evaporator I

$$H1 = Hs2 + 1,884 \times \text{BPR } 1$$

$$= 643,4841625 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} + 1,884 \times 1,434^\circ\text{C}$$

$$= 646,1850397 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda_1 = Hs1 - hs1$$

$$= (655,574 - 146,087) \text{ kkal/kg}$$

$$= 509,490 \text{ kkal/kg}$$

Evaporator II

$$H2 = Hs3 + 1,884 \times \text{BPR } 2$$

$$= 620,923299 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} + 1,884 \times 2,445^\circ\text{C}$$

$$= 625,529679 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda_1 = H1 - hs2$$

$$= (644,009 - 109,217963) \text{ kkal/kg}$$

$$= 534,791 \text{ kkal/kg}$$

Persamaan neraca panas:

$$V1 = F - L1$$

$$V2 = L1 - L2$$

Evaporator I

$$\begin{aligned} F \times Cp \times (T - T_{ref}) + S \times \lambda_1 &= L1 \times Cp \times (T1 - T_{ref}) + V1 \times H1 \\ &= 40022,7 \text{ kg} \times 0,846 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (55,204 - 25)^\circ\text{C} + S \times 509,49 \text{ kkal/kg} \\ &= L1 \times 0,8012 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (110,306 - 25)^\circ\text{C} + (40022,7178 \text{ kg} - L1) \times 646,8176 \\ &\text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$1.022.360,87 + 509,49 S = 68,3473 L1 + 25.862.081,4605 - 646,8176 L1$$

$$509,49 S = -577,8377612 L1 + 24.839.720,5904$$

Evaporator II

$$\begin{aligned} L1 \times Cp1 \times (T1 - T_{ref}) + V1 \times \lambda_{s2} &= L2 \times Cp2 \times (T2 - T_{ref}) + V2 \times H2 \\ L1 \times 0,801 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (110,306 - 25)^\circ\text{C} + (40022,7178 \text{ kg} - L1) \times 534,2662 \\ \text{ kkal/kg} &= 11.152,484 \text{ kg} \times 0,72129 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (54,354 - 25)^\circ\text{C} + (L1 - L2) \times \\ &625,2785 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 68,3473 L1 + 40022,7178 - L1 \times 534,2662 &= 236.127,2624 + L1 - 11.152,484 \times \\ &625,5297 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$-463,9189 L1 + 40022,7178 \text{ kkal/kg} = 236.127,2624 + L1 - 6.976.209,5 \text{ kkal/kg}$$

$$-463,9189 L1 - L1 = 236.127,2624 - 6.976.209,5 - 40022,7178$$

$$L1 = 14.520,9471$$

Steam

$$509,49 S = -577,838 L1 + 24.839.720,590$$

$$509,49 S = -8.390.751,546 + 24.839.720,590$$

$$509,49 S = 16.448.969,045$$

$$S = 32.285,13836 \text{ kg}$$

$$V1 = F - L1$$

$$V1 = (40.022,7178 - 14.520,9471) \text{ kg}$$

$$V1 = 25.501,7707 \text{ kg}$$

$$V2 = L1 - L2$$

$$V2 = (14.520,9471 - 11.152,484) \text{ kg}$$

$$V2 = 3.368,463 \text{ kg}$$

Menghitung q tiap evaporator

$$q1 = S \times \lambda s1$$

$$= 8,96809 \times 121.887,663$$

$$= 1.093.100,0163 \text{ W}$$

$$q2 = V1 \times \lambda s2$$

$$= 7,083825 \times 127.814,880$$

$$= 905.418,2685 \text{ W}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A1 &= \frac{q1}{U1 \times \Delta T1} \\ &= \frac{1.093.100,0163 \text{ W}}{3.123,0448 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{oC}} \square 35,8768 \text{ oC}} \\ &= 10,0886 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A2 &= \frac{q2}{U2 \times \Delta T2} \\ &= \frac{905.418,2685 \text{ W}}{1.987,3922 \text{ W/m}^2 \cdot \text{oC} \square 56,3778 \text{ oC}} \\ &= 8,3564 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Panas bahan masuk (Q masuk) = F x Cp x } \Delta T$$

$$= 40.022,7178 \text{ kg} \times 0,8457 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (55,204 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 1.022.360,87 \text{ kkal}$$

Q yang disuplay steam = $S \times \lambda_{s1}$

$$= 32.285,1384 \text{ kg} \times 509,4904 \text{ kkal/kg}$$

$$= 16.448.969,04 \text{ kkal}$$

Panas bahan keluar (HL2) = $L2 \times C_p \times \Delta T$

$$= 11.152,484 \text{ kg} \times 0,7213 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (54,3537 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 236.127,2624 \text{ kkal}$$

Panas uap V1 = $V1 \times H1 - V1 \times \lambda_{s1}$

$$= (25.501,77 \text{ kg} \times 646,1850 \text{ kkal/kg}) -$$

$$(25.501,77 \text{ kg} \times 534,2662 \text{ kkal/kg})$$

$$= 2.854.128,597 \text{ kkal}$$

Panas uap V2 = $V2 \times H2$

$$= 3.368,4635 \text{ kg} \times 625,5297 \text{ kkal/kg}$$

$$= 2.107.073,876 \text{ kkal}$$

Perhitungan Q suplay neraca panas total :

$$Q \text{ feed} + Q \text{ supplay} = Q \text{ keluar}$$

$$1.022.360,870 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (236.127,2624 + 2.107.073,876) \text{ kkal}$$

$$1.022.360,870 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 2.343.201,138 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 1.320.840,268 \text{ kkal}$$

Maka:

Q supplay evaporator I = m x λ

$$m = \frac{1.320.840,268 \text{ kkal}}{509,490 \text{ } \square \text{ } / \square}$$

$$m = 2.592,473163 \text{ kg}$$

Neraca panas total di evaporator I :

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|----------------------|------------------------|----------------------|
| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
| Q feed (F16) | 1.022.360,870 | HL2 (F18) | 236.127,262 |
| Q supplay (F17) | 1.320.840,268 | Q vapor 2 (F19) | 2.107.073,876 |
| Total | 2.343.201,138 | Total | 2.343.201,138 |

Perhitungan Q supplay evaporator I:

Q feed + Q supplay = Q keluar

$$15.855,118 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (1.017.666,057 + 16.446.543,883) \text{ kkal}$$

$$15.855,118 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 17.471.329,915 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 17.455.474,797 \text{ kkal}$$

Maka:

Q supplay evaporator I = m x λ

$$m = \frac{17.455.474,797 \text{ kkal}}{534,266 \text{ } \square \text{ } / \square}$$

$$m = 32.671,86809 \text{ kg}$$

Neraca panas di evaporator I :

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|-----------------------|------------------|-----------------------|
| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
| Q feed | 15.855,118 | HL1 | 992.467,214 |
| Q supplay | 17.455.474,797 | Q vapour1 | 16.478.862,701 |
| Total | 17.471.329,915 | Total | 17.471.329,915 |

Perhitungan Q supplay evaporator II:

$$Q \text{ feed} + Q \text{ supplay} = Q \text{ keluar}$$

$$992.467,214 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (234.985,436 + 2.153.065,359) \text{ kkal}$$

$$992.467,214 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 2.343.201,138 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 1.350.733,925 \text{ kkal}$$

Maka:

$$Q \text{ supplay evaporator II} = m \times \lambda$$

$$m = \frac{1.350.733,925 \text{ kkal}}{534,266 \text{ } \square \text{ } / \square}$$

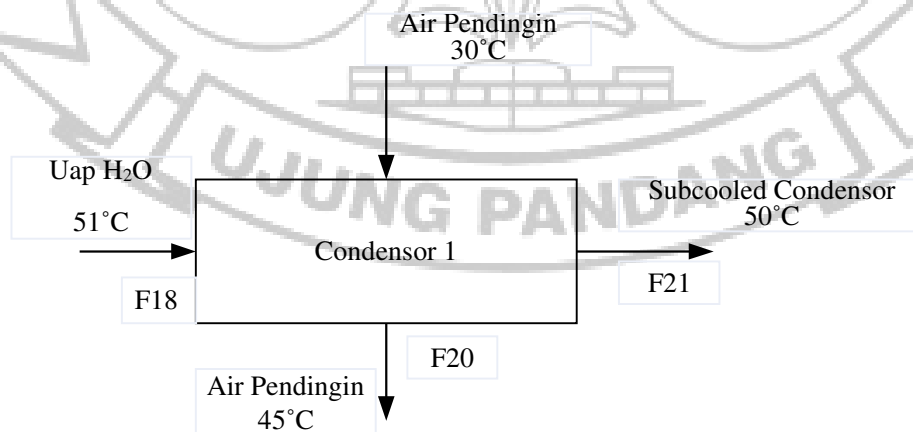
$$m = 2.528,20397 \text{ kg}$$

Neraca panas di evaporator II :

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------|----------------------|--------------|----------------------|
| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
| Q feed | 992.467,214 | HL2 | 236.127,262 |
| Q vapour | 1.350.733,925 | Q vapour2 | 2.107.073,876 |
| Total | 2.343.201,138 | Total | 2.343.201,138 |

8. Barometric Condensor I

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum pan crystallizer.



Kondisi operasi :

Cooling water keluar = 45°C

Waktu proses = 1 jam

Superheated vapor (Uap H₂O) masuk = 51,7668°C

Cooling water masuk = 30°C

Subcooled condensate keluar = 50,7668°C

H_l subcooled condensate keluar = 51,84983 kkal/kg

Neraca panas total :

$$Q \text{ bahan masuk} = Q \text{ bahan keluar} + Q \text{ serap}$$

Neraca massa kondensasi :

Asumsi uap yang lolos 20% uap masuk

Massa uap air = 3.368,4635 kg

Uap air yang lolos = 20% x massa uap air

$$= 673,6927 \text{ kg}$$

Kondensat = massa uap air – uap air yang lolos

$$= (3.368,4635 - 673,6927) \text{ kg}$$

$$= 2.694,7708 \text{ kg}$$

1) Panas bahan masuk

Panas uap H₂O (*superheated vapor*) masuk :

Massa uap H₂O (V₂) = 3.368,463 kg

$$Q \text{ uap H}_2\text{O} = V \times H_v$$

$$= 3.368,4635 \text{ kg} \times 620,9233 \text{ kkal/kg}$$

$$= 2.091.557,453 \text{ kkal}$$

2) Panas bahan keluar

Panas *subcooled condensate* keluar:

$$\text{Massa uap H}_2\text{O} = 3.368,4635 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O condensate} &= V \times HL \\ &= 3.368,4635 \text{ kg} \times 50,7547 \text{ kkal/kg} \\ &= 170.965,2973 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca panas total:

$$Q \text{ bahan masuk} = Q \text{ bahan keluar} + Q \text{ serap}$$

$$Q \text{ serap} = Q \text{ bahan masuk} - Q \text{ bahan keluar}$$

$$Q \text{ serap} = (170.965,2973 - 2.091.557,453) \text{ kkal}$$

$$Q \text{ serap} = 1.920.592,156 \text{ kkal}$$

Kebutuhan air pendingin:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \text{ (Ulrich, hal 427)}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \text{ (Ulrich, hal 427)}$$

$$C_p \text{ air dingin} = 0,9987 \text{ kkal/kg K}$$

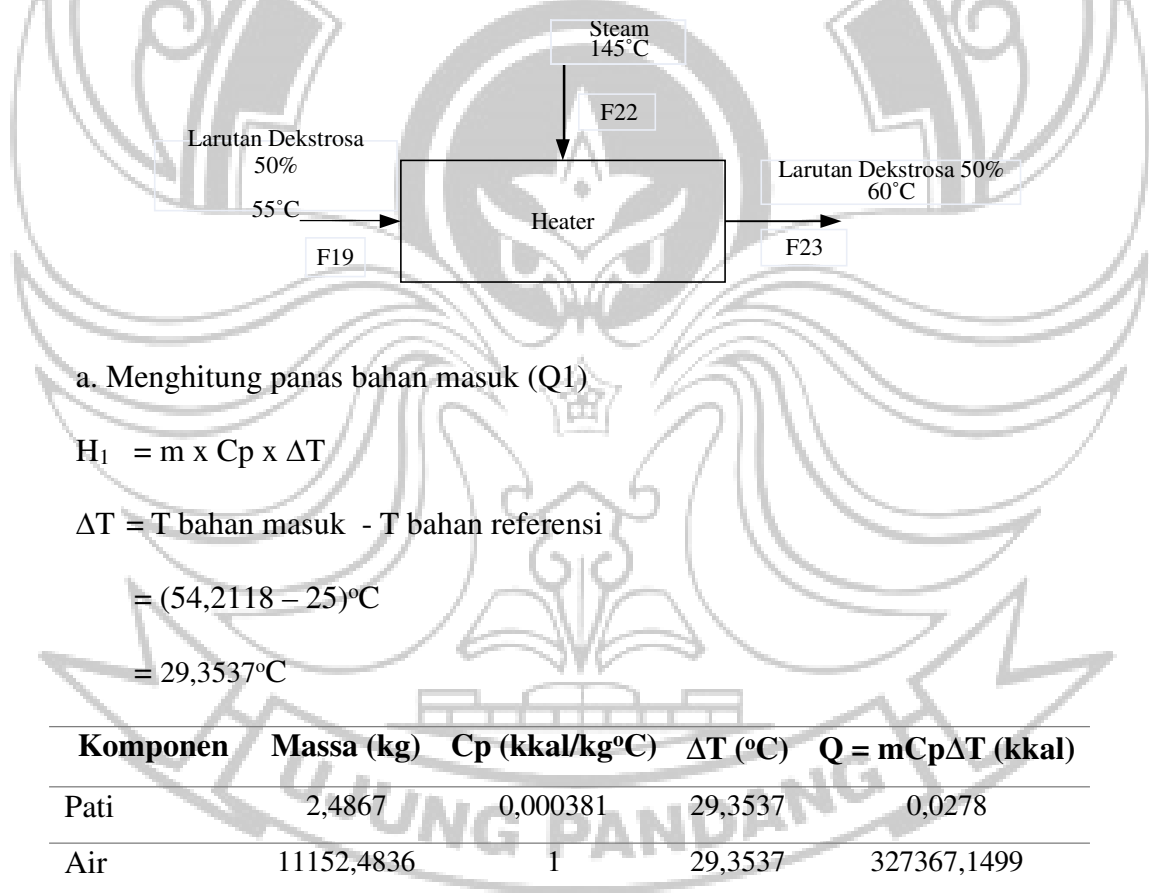
$$= 0,9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{1.920.592,156 \text{ kkal}}{0,9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 15^\circ\text{C}} \\ &= 128.206,145 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Neraca Panas Total | | | |
|----------------------------|----------------------|--|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Uap H ₂ O (F18) | 2.091.557,453 | H ₂ O (Subcooled condensat) (F21) | 170.965,297 |
| | | Qserap (F20) | 1.920.592,156 |
| Total | 2.091.557,453 | Total | 2.091.557,453 |

9. Heater

Fungsi : Untuk menaikkan suhu dekstosa sebelum masuk ke dalam reaktor isomerasi.



a. Menghitung panas bahan masuk (Q1)

$$H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (54,2118 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 29,3537^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | C _p (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mC _p ΔT (kkal) |
|----------|------------|----------------------------|---------|-------------------------------|
| Pati | 2,4867 | 0,000381 | 29,3537 | 0,0278 |
| Air | 11152,4836 | 1 | 29,3537 | 327367,1499 |
| Protein | 1,8856 | 0,000487 | 29,3537 | 0,0270 |
| Lemak | 0,6010 | 0,000482 | 29,3537 | 0,0085 |
| Abu | 2,6163 | 0,0003 | 29,3537 | 0,0230 |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,00020865 | 29,3537 | 0,0036 |

| | | | | |
|-------------------|-------------------|--------|---------|---------------------|
| Maltosa | 352,4853 | 0,32 | 29,3537 | 3310,9639 |
| Dekstrosa | 10791,6819 | 0,3 | 29,3537 | 95032,8809 |
| α -amilase | 0,0828 | 0,0044 | 29,3537 | 0,0107 |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0060 | 29,3537 | 0,0107 |
| Total | 22304,9729 | | | 425.711,1060 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H2 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (60 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 35^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$) | ΔT ($^\circ\text{C}$) | Q = mCp ΔT (kkal) |
|-------------------|--------------------|-----------------------------------|------------------------------------|---------------------------|
| Pati | 2,4867 | 0,000381 | 35 | 0,0332 |
| Air | 11152,4836 | 1,000 | 35 | 390.336,9258 |
| Protein | 1,8856 | 0,0487 | 35 | 0,0321 |
| Lemak | 0,6010 | 0,0482 | 35 | 0,0101 |
| Abu | 2,6163 | 0,0003 | 35 | 0,0275 |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,00020865 | 35 | 0,0043 |
| Maltosa | 352,4853 | 0,32 | 35 | 3.947,8349 |
| Dekstrosa | 10791,6819 | 0,3 | 35 | 113.312,6601 |
| α -amilase | 0,0828 | 0,0044 | 35 | 0,0127 |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0060 | 35 | 0,0127 |
| Total | 22.304,9729 | | | 507.597,5536 |

c. Menghitung kebutuhan steam

$$Q \text{ steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}$$

$$Q \text{ steam} = (507.597,5536 - 425.711,1060) \text{ kkal}$$

$$= 81.886,4476 \text{ kkal}$$

Sebagai pemanas digunakan *saturated steam* dengan suhu 145°C :

$$\lambda = 2.129,6 \text{ kJ/kg}$$

$$= 509,4737 \text{ kkal/kg}$$

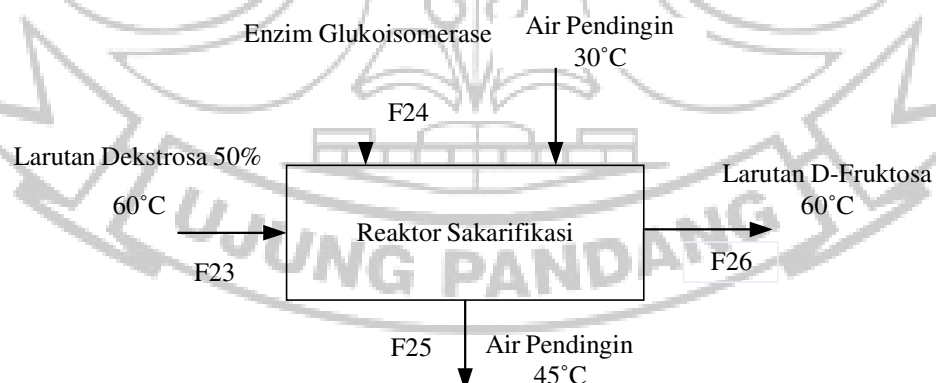
$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\ &= \frac{81.886,4476 \text{ kkal}}{509,4737 \text{ kkal/kg}} \\ &= 160,7275 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
|---------------|--------------------|---------------|--------------------|
| Q masuk (F19) | 425.711,1060 | Q keluar (F3) | 507.597,554 |
| Q steam (F22) | 507.597,5536 | | |
| Total | 507.597,554 | Total | 507.597,554 |

10. Reaktor Isomerasi

Fungsi : Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase.



Menurut Uhlig, 2001

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

pH = 7,5

Waktu = 3,2 jam

a. Menghitung panas bahan masuk (Q1)

$$H1 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi}$$

$$= (60 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 35^\circ\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|----------------|--------------------|-------------------|------------|---------------------|
| Pati | 2,4867 | 0,000381 | 35 | 0,0332 |
| Air | 11152,4236 | 1,000 | 35 | 390336,9258 |
| Protein | 1,8856 | 0,0487 | 35 | 0,0321 |
| Lemak | 0,6010 | 0,0482 | 35 | 0,0101 |
| Abu | 2,6163 | 0,0003 | 35 | 0,0275 |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,00020865 | 35 | 0,0043 |
| Maltosa | 352,4853 | 0,32 | 35 | 3947,8349 |
| Dekstroza | 10791,6819 | 0,3 | 35 | 113312,6601 |
| α-amilase | 0,0828 | 0,0044 | 35 | 0,0127 |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0060 | 35 | 0,0127 |
| MgSO4.7H2O | 1,8267 | 0,3618 | 35 | 23,1808 |
| NaOH | 0,0002 | 0,357 | 35 | 0,0029 |
| Glukoisomerase | 2,1331 | 0,0012 | 35 | 0,0896 |
| Total | 22.309,0508 | | | 507.620,7768 |

b. Menghitung panas bahan keluar (Q2)

$$H2 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi}$$

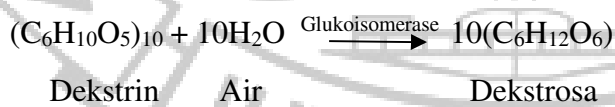
$$= (60 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 35^{\circ}\text{C}$$

| Komponen | Massa (kg) | Cp (kkal/kg°C) | ΔT (°C) | Q = mCpΔT (kkal) |
|----------------|---------------------|-------------------|------------|---------------------|
| Pati | 2,4867 | 0,000381 | 35 | 0,0332 |
| Air | 11152,6014 | 1,000 | 35 | 390341,0488 |
| Protein | 1,8856 | 0,0487 | 35 | 0,0321 |
| Lemak | 0,6010 | 0,0482 | 35 | 0,0101 |
| Abu | 2,6163 | 0,0003 | 35 | 0,0275 |
| Dekstrin | 0,5892 | 0,00020865 | 35 | 0,0043 |
| Maltosa | 352,4853 | 0,32 | 35 | 3947,8349 |
| Dekstrosa | 2697,9203 | 0,3 | 35 | 28328,1632 |
| α-amilase | 0,0828 | 0,0044 | 35 | 0,0127 |
| Glukoamilase | 0,0605 | 0,0060 | 35 | 0,0127 |
| MgSO4.&H2O | 1,8306 | 0,3618 | 35 | 23,1308 |
| NaOH | 0,0002 | 0,357 | 35 | 0,0029 |
| Glukoisomerase | 2,1331 | 0,0012 | 35 | 0,0896 |
| Fruktosa | 8093,761665 | 0,000381 | 35 | 77902,4560 |
| Total | 22.309,05082 | | | 500.542,8589 |

c. Reaksi yang terjadi

Reaksi :



Data panas pembentukan (Hougen, tabel XV-continued, hal 263)

$$\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ (Dekstrosa)} = -553.926,8663 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ (Fruktosa)} = -1.171,27 \text{ kkal/mol}$$

$$= -1.171.270 \text{ kkal/kmol}$$

Dari lampiran A diperoleh :

Dekstrosa yang bereaksi = 44,92642 kmol

Fruktosa yang terbentuk = 44,92642 kmol

Glukosa sisa = 14,97547 kmol

Panas reaksi:

$$\begin{aligned}\Delta H_{25} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ fruktosa}) - (\text{mol} \times \Delta H_f \text{ dekstrosa}) \\ &= (44,9264 \times (-1171270)) - (44,9254 \times (-553926,86628)) \\ &= (-52.620.965,29) - (-24.885.949,78) \\ &= -27.735.015,5 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\Delta Q_{25} = 27.735.015,5 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ produk} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Fruktosa} \\ &= 77.902,4560 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ reaktan} &= (m \times C_p \times \Delta T) \text{ Dekstrosa} \\ &= 113312,6601 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta Q_R &= \Delta Q_{25} + Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan} \\ &= (27.735.015,5 + 77.902,4560 - 113.312,6601) \text{ kkal} \\ &= 27.699.605,2998 \text{ kkal}\end{aligned}$$

ΔQ reaksi positif menunjukkan bahwa reaksi tersebut mengeluarkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan pendingin untuk menstabilkan suhu operasi.

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q \text{ masuk} + \Delta Q_R = Q \text{ keluar} + Q \text{ air pendingin} (Q_w)$$

$$Q_w = Q \text{ masuk} + \Delta Q_R - Q \text{ keluar}$$

$$Q_w = (507.620,7768 + 27.699.605,2998 - 500.542,8589) \text{ kkal}$$

$$= 27.706.683,2178 \text{ Kkal}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{out}$$

$$= (45 - 30)^\circ\text{C}$$

$$= 15^\circ\text{C}$$

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T}$$

$$= \frac{27.706.683,2178 \text{ kkal}}{1,0000 \times 15^\circ\text{C}}$$

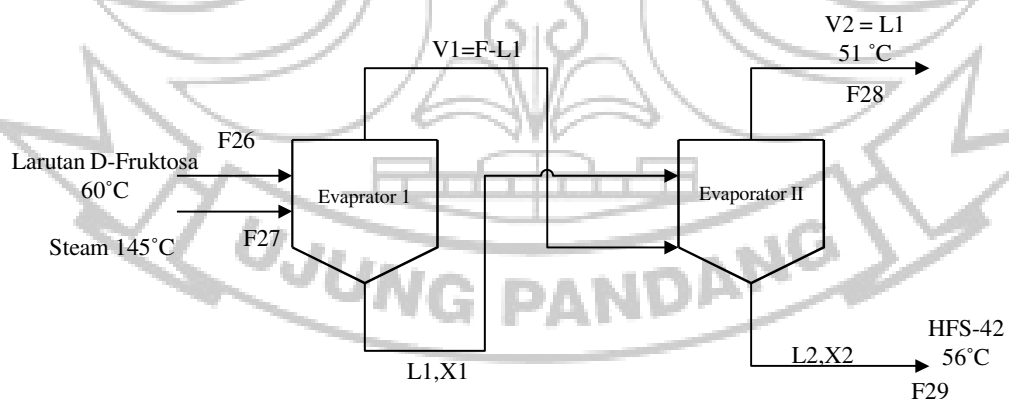
$$= 1.847.112,215 \text{ kg}$$

Neraca Panas Total

| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
|--------------------------------------|-----------------------|------------------------------|-----------------------|
| Q masuk (F23) | 507620,777 | Q keluar (F26) | 500.542,859 |
| ΔQ_R (F24) | 27.699.605,300 | Q air pendingin (F25) | 27.706.683,218 |
| Total | 28.207.226,077 | Total | 28.207.226,077 |

11. Evaporator II

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 42%.



Steam yang digunakan bertekanan 450 kPa, dari data steam tabel dapat diketahui:

$$T = 145^\circ\text{C}$$

$$HL = 610,63 \text{ kJ/kg}$$

$$Hv = 2.740,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 2.129,67 \text{ kJ/kg}$$

$$= 509,4904 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Tekanan pada effect 2} = 13,65 \text{ kPa}$$

Interpolasi:

$$\begin{aligned} T2 &= T1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (T2-T1) \\ &= 50^\circ\text{C} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(15,758 - 12,35) \text{ kPa}} \times (55-50)^\circ\text{C} \\ &= 51,9087^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Hv &= Hv1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (Hv2-Hv1) \\ &= 2.592,1 \text{ kJ/kg} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(15,758 - 12,35) \text{ kPa}} \times (2.600,9 - 2.592,1) \text{ kJ/kg} \\ &= 2.595,45939 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,18 \text{ kJ}} \\ &= 620,9233 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} HL &= HL1 + \frac{(P-P1)}{(P2-P1)} \times (HL2-HL1) \\ &= 209,33 \text{ kJ/kg} + \frac{(13,65 - 12,35) \text{ kPa}}{(15,758 - 12,35) \text{ kPa}} \times (225,94 - 209,31) \text{ kJ/kg} \\ &= 217,3085505 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,18 \text{ kJ}} \\ &= 51,9876915 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \lambda &= hv - hL \\ &= (620,9233 - 51,9877) \text{ kkal/kg} \\ &= 568,9356 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

| Tekanan uap (kPa) | T2 sat | HL (kkal/kg) | Hv (kkal/kg) | λ (kkal/kg) |
|-------------------|-----------|--------------|--------------|---------------------|
| 13,65 | 51,908744 | 51,9876915 | 620,9233 | 569,9356 |

Total massa yang masuk dalam evaporator (F) = 22.190,6644 kg

Terdiri atas : Bahan kering = 11.032,7258 kg

Air = 11.157,9386 kg

F = 22.190,6644 kg

$x_F = 0,4972$

$x_2 = 0,72$

Dari appendix A diketahui :

F = 22.190,6644 kg

$x_F = 0,4972$

$x_{L1} = 0,5354$

$x_{L2} = 0,72$

$T_F = 60^\circ\text{C}$

L2 = 7.989,2127 kg

L1 = 20.606,3015 kg

Menghitung BPR larutan dekstrosa pada tiap efek:

Rumus perhitungan BPR tiap efek:

BPR 2 = 4,5060°C

T2 (suhu air menuju condenser) = 51,9087°C

BPR 1 = 2,7360°C

$\sum \Delta T$ available = $T_1(\text{sat}) - T_2(\text{sat}) - (\text{BPR 1} + \text{BPR 2})$

= $145 - 51,9087 - (2,7360 + 4,5060)^\circ\text{C}$

$$= 85,8492 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Untuk long tube vertical evaporator, harga U berkisar Antara 200-700

BTU/h.ft².°F (Geankoplis).

$$U_1 = 550 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$= 3.123,0448 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 3.123,0448 \text{ W/m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 2.685,3188 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$U_2 = 350 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$= 1.987,3922 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 1.987,3922 \text{ W/m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 1.708,8393 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Sehingga:

$$\frac{1}{U_1} = 0,000372 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\frac{1}{U_2} = 0,000585 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_1 = \frac{\sum \Delta T \times 1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2}$$

$$= \frac{88,8911^{\circ}\text{C} \times 0,000372 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}}{(0,000372 + 0,000585) \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}}$$

$$= 33,38579^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = \frac{\sum \Delta T \times 1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2}$$

$$= \frac{88,8911^{\circ}\text{C} \times 0,000585 \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}}{(0,000372 + 0,000585) \text{ kkal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}}$$

$$= 54,46338^{\circ}\text{C}$$

Estimate: $\Delta T_1 = 33,3858^{\circ}\text{C}$

$$\Delta T_2 = 52,4634^{\circ}\text{C}$$

$$3) T1 = Ts1 - \Delta T1$$

$$= (145 - 33,3858)^\circ\text{C}$$

$$= 111,6142^\circ\text{C}$$

$$Ts1 = 145^\circ\text{C}$$

$$4) T2 = T1 - BPR 1 - \Delta T2$$

$$= (111,6142 - 2,7360 - 54,4634)^\circ\text{C}$$

$$= 56,4148^\circ\text{C}$$

$$Ts2 = T1 - BPR 1$$

$$= (111,6142 - 2,7360)^\circ\text{C}$$

$$= 108,8782^\circ\text{C}$$

Evaporator I:

$$Ts1 = 145^\circ\text{C}$$

$$T1 = 111,6142^\circ\text{C}$$

Evaporator II:

$$Ts2 = 108,8782^\circ\text{C}$$

$$T2 = 56,4148^\circ\text{C}$$

Kondensor:

$$TS3 = 51,9087^\circ\text{C}$$

Perhitungan heat capacity

$$Cp \text{ larutan} = 4,19 - 2,35x \text{ (Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ ed, hal 520)}$$

Perhitungan Cp larutan untuk F:

$$Cp \text{ larutan} = 4,19 - 2,35 \times xF$$

$$= 4,19 - 2,35 \times 0,4972$$

$$= 3,0216 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$= 0,7194 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Perhitungan Cp larutan untuk L1:

$$\text{Cp larutan} = 4,19 - 2,35 \times x_{L1}$$

$$= 4,19 - 2,35 \times 0,5354$$

$$= 2,9318 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$= 0,6980 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Perhitungan Cp larutan untuk L2:

$$\text{Cp larutan} = 4,19 - 2,35 \times x_{L2}$$

$$= 4,19 - 2,35 \times 0,72$$

$$= 2,498 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$= 0,5948 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Nilai entalpi tiap evaporator diperoleh dengan interpolasi dari steam table

Koretsky:

| | T | HL | Hv | λ |
|-----|----------|-------------|-------------|-------------|
| Ts1 | 145 | 146,0837321 | 655,5741627 | 509,4904306 |
| T1 | 111,61 | 111,9946896 | 644,4787843 | 532,4840946 |
| Ts2 | 108,88 | 109,2236043 | 643,4862163 | 534,2626121 |
| T2 | 56,415 | 56,4937395 | 622,81381 | 566,3200735 |
| Ts3 | 51,909 | 51,9876915 | 620,923299 | 568,9356075 |

$$\text{Dimana : } 1 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = \frac{1}{4,18} \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Evaporator I

$$H1 = Hs2 + 1,884 \times \text{BPR } 1$$

$$= 643,48622 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} + 1,884 \times 2,7360^\circ\text{C}$$

$$= 648,64092 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda_1 = H_{s1} - h_{s1}$$

$$= (655,574 - 146,0837) \text{ kkal/kg}$$

$$= 509,490 \text{ kkal/kg}$$

Evaporator II

$$H_2 = H_{s3} + 1,884 \times \text{BPR } 2$$

$$= 620,9233 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} + 1,884 \times 4,5060^\circ\text{C}$$

$$= 629,41269 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda_1 = H_1 - h_{s2}$$

$$= (644,479 - 109,223604) \text{ kkal/kg}$$

$$= 535,255 \text{ kkal/kg}$$

Persamaan neraca panas:

$$V_1 = F - L_1$$

$$V_2 = L_1 - L_2$$

Evaporator I

$$F \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) + S \times \lambda_1 = L_1 \times C_p \times (T_1 - T_{\text{ref}}) + V_1 \times H_1$$

$$22.190,6644 \text{ kg} \times 0,7194 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (60 - 25)^\circ\text{C} + S \times 507,24 \text{ kkal/kg}$$

$$= L_1 \times 0,6980 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (111,6142 - 25)^\circ\text{C} + (22.190,6644 \text{ kg} - L_1) \times 648,6409$$

kkal/kg

$$558.766,485 + 509,49 S = 60,4608 L_1 + 14.393.772,9080 - 648,6409 L_1$$

$$558.766,485 + 509,49 S = -588,1801294 L_1 + 14.405.560,5343$$

$$509,49 S = -588,1801294 L_1 + 13.835.006,4230$$

Evaporator II

$$L1 \times Cp1 \times (T1 - Tref) + V1 \times \lambda s2 = L2 \times Cp2 \times (T2 - Tref) + V2 \times H2$$

$$L1 \times 0,6980 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (111,6142 - 25)^\circ\text{C} + (22.190,6644 \text{ kg} - L1) \times 534,26261$$

$$\text{kkal/kg} = 7.989,213 \text{ kg} \times 0,5948 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (56,415-25)^\circ\text{C} + (L1 - L2) \times$$
$$629,4127 \text{ kkal/kg}$$

$$60,4608 L1 + (22.190,6644 \text{ kg} - L1) \times 534,26261 \text{ kkal/kg} = 149.273,0192 + (L1 -$$
$$7.989,213 \text{ kg}) \times 629,41269 \text{ kkal/kg}$$

$$-473,8018 L1 + 22.190,6644 \text{ kkal/kg} = 149.273,0192 + L1 - 5.028.511,8759$$

$$-473,8018 L1 - L1 = 149.273,0192 - 5.028.511,8759 - 22.190,6644 \text{ kkal/kg}$$

$$-473,8018 L1 = -4.901.429,521$$

$$L1 = 10.323,10591$$

Steam

$$507,49 S = -588,1801 L1 + 13.835.006,423$$

$$507,49 S = -6.071.845,767 + 13.835.006,423$$

$$507,49 S = 7.763.160,656$$

$$S = 15.237,10788 \text{ kg}$$

$$V1 = F - L1$$

$$V1 = (22.190,6644 - 10.323,10591) \text{ kg}$$

$$V1 = 11.867,56 \text{ kg}$$

$$V2 = L1 - L2$$

$$V2 = (10.323,1059 - 7.989,212) \text{ kg}$$

$$V2 = 2.333,893 \text{ kg}$$

Menghitung q tiap evaporator

$$q_1 = S \times \lambda s_1$$

$$= 4,23253 \times 121.887,663$$

$$= 515.893,1855 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1 \times \lambda s_2$$

$$= 3,2965 \times 127.814,022$$

$$= 421.344,5513 \text{ W}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A_1 &= \frac{q_1}{U_1 \times \Delta T_1} \\ &= \frac{515.893,1855 \text{ W}}{3.123,0448 \text{ W/m}^2 \cdot \text{oC} \times 33,3858 \text{ oC}} \\ &= 4,9479 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= \frac{q_2}{U_2 \times \Delta T_2} \\ &= \frac{421.344,5513 \text{ W}}{1.987,3922 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{oC}} \times 52,4634 \text{ oC}} \\ &= 4,0411 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas bahan masuk (Q masuk)} &= F \times C_p \times \Delta T \\ &= 22.190,6644 \text{ kg} \times 0,7194 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (60 - \\ &\quad 25)^\circ\text{C} \\ &= 558.766,485 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Q yang disuplay steam} &= S \times \lambda s_1 \\ &= 15.237,1079 \text{ kg} \times 509,4904 \text{ kkal/kg} \\ &= 7.763.160,656 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Panas bahan keluar (HL2)} = L_2 \times C_p \times \Delta T$$

$$= 7.989,213 \text{ kg} \times 0,5948 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (56,415 - 25)^\circ\text{C}$$

$$= 149.273,0192 \text{ kkal}$$

Panas uap V1 $= V1 \times H1 - V1 \times \lambda_{s1}$

$$= (11.867,5585 \text{ kg} \times 648,6409 \text{ kkal/kg}) -$$

$$(11.867,5585 \text{ kg} \times 534,2626 \text{ kkal/kg})$$

$$= 1.357.391,223 \text{ kkal}$$

Panas uang V2 $= V2 \times H2$

$$= 2.333,8932 \text{ kg} \times 629,4127 \text{ kkal/kg}$$

$$= 1.468.982,017 \text{ kkal}$$

Perhitungan Q supplay:

$$Q \text{ feed} + Q \text{ supplay} = Q \text{ keluar}$$

$$558.766,4850 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (149.273,019 + 1.468.982,017) \text{ kkal}$$

$$558.766,4850 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 1.618.255,036 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 1.059.488,551 \text{ kkal}$$

Maka:

$$Q \text{ supplay} = m \times \lambda$$

$$m = \frac{1.059.488,551 \text{ kkal}}{509,490 \text{ kkal/kg}}$$

$$m = 2.079,5063 \text{ kg}$$

Neraca panas total di evaporator II:

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------|----------------------|------------------------|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q feed (F26) | 558.766,4850 | HL2 (F29) | 149.273,019 |
| Q suplay (F27) | 1.059.488,551 | H vapour2 (F28) | 1.468.982,017 |
| Total | 1.618.255,036 | Total | 1.618.255,036 |

Perhitungan Q supplay evaporator I:

Q feed + Q supplay = Q keluar

$$15.635,004 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (624.143,111 + 7.697.784,030) \text{ kkal}$$

$$15.635,004 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 8.321.927,141 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 8.306.292,136 \text{ kkal}$$

Maka:

Q supplay evaporator I = $m \times \lambda$

$$m = \frac{8.306.292,136 \text{ kkal}}{534,2626 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 15.547,2083 \text{ kg}$$

Neraca panas di evaporator I:

| Neraca Energi Total | | | |
|----------------------------|----------------------|---------------------|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Q feed | 15.635,004 | HL1 | 624.143,111 |
| Q suplay | 8.306.292,137 | H vapour1 | 7.697.784,030 |
| Total | 8.321.927,141 | Total | 8.321.927,141 |

Perhitungan Q supplay evaporator II:

Q feed + Q supplay = Q keluar

$$624.143,111 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = (149.273,019 + 1.468.982,017) \text{ kkal}$$

$$624.143,111 \text{ kkal} + Q \text{ supplay} = 1.618.255,036 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ supplay} = 994.111,925 \text{ kkal}$$

Maka:

$$Q \text{ supplay evaporator II} = m \times \lambda$$

$$m = \frac{994.111,925 \text{ kkal}}{534,2626 \text{ kJ/kg}}$$

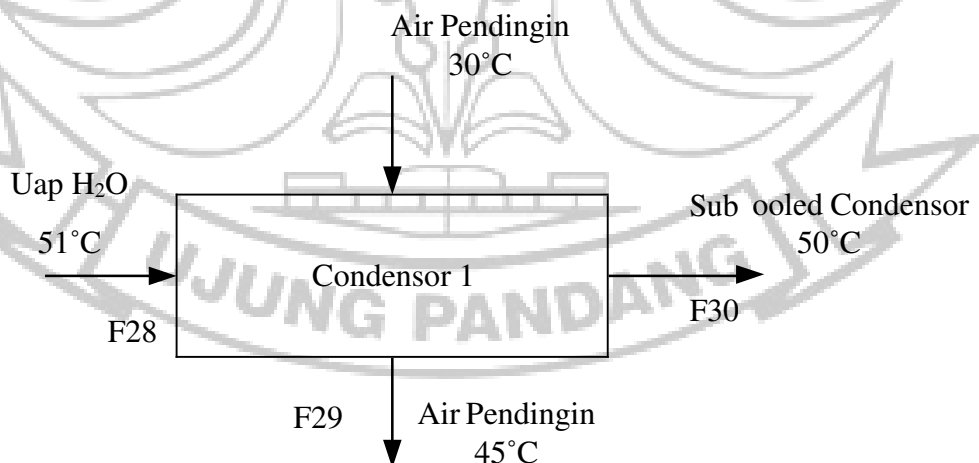
$$m = 1.671,0382 \text{ kg}$$

Neraca panas di evaporator II :

| Neraca Panas Total | | | |
|--------------------|----------------------|--------------|----------------------|
| | Q in (kkal) | | Q out (kkal) |
| Q feed | 624.143,111 | HL2 | 149.273,019 |
| Q vapour | 994.111,925 | Q vapour2 | 1.468.982,017 |
| Total | 1.618.255,036 | Total | 1.618.255,036 |

12. Barometric Condensor II

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum pan crystallizer.



Kondisi operasi :

Cooling water keluar = 45°C

Waktu proses = 1 jam

Superheated vapor (Uap H₂O) masuk = 51,7668°C

Cooling water masuk = 30°C

Subcooled condensate keluar = 50,7668°C

Hl subcooled condensate keluar = 51,84983 kkal/kg

Neraca panas total :

$Q \text{ bahan masuk} = Q \text{ bahan keluar} + Q \text{ serap}$

Neraca massa kondensasi :

Asumsi uap yang lolos 20% uap masuk

Massa uap air = 2.333,8932 kg

Uap air yang lolos = 20% x massa uap air

= 469,7786 kg

Kondensat = massa uap air – uap air yang lolos

= (2.333,8932 – 469,7786) kg

= 1.867,1146 kg

1) Panas bahan masuk

Panas uap H₂O (*superheated vapor*) masuk :

Massa uap H₂O (V₂) = 2.333,8932 kg

Q uap H₂O = V x H_v

= 2.333,8932 kg x 620,9233 kkal/kg

= 1.449.168,6766 kkal

2) Panas bahan keluar

Panas *subcooled condensate* keluar:

$$\text{Massa uap H}_2\text{O} = 2.333,8932 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O condensate}} &= V \times HL \\ &= 2.333,8932 \text{ kg} \times 51,8498 \text{ kkal/kg} \\ &= 121.011,9676 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca panas total:

$$Q_{\text{bahan masuk}} = Q_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = Q_{\text{bahan masuk}} - Q_{\text{bahan keluar}}$$

$$Q_{\text{serap}} = (1.449.168,6766 - 121.011,9676) \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{serap}} = 1.328.156,7090 \text{ kkal}$$

Kebutuhan air pendingin:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \text{ (Ulrich, hal 427)}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \text{ (Ulrich, hal 427)}$$

$$C_p \text{ air dingin} = 0,9987 \text{ kkal/kg K}$$

$$= 0,9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{1.328.156,7090 \text{ kkal}}{0,9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 15^\circ\text{C}} \\ &= 88.659,0373 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Neraca Panas Total | | | |
|---------------------------------|----------------------|---|----------------------|
| Q in (kkal) | | Q out (kkal) | |
| Uap H₂O (F28) | 1.449.168,677 | H₂O (Subcooled condensat) (F30) | 121.011,968 |
| | | Qserap (F29) | 1.328.156,709 |
| Total | 1.449.168,677 | Total | 1.449.168,677 |



**LAMPIRAN C
SPESIFIKASI ALAT**

1. Tangki Penampung Tepung Tapioka (Bahan Baku)

Fungsi : Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masu ke dalam belt conveyer
 Tipe : Bin
 Dasar Pemilihan :
 Tipe Tangki :

| Ketentuan Tangki | |
|-------------------------------------|-------------------|
| Fase bahan yang disimpa | : solid |
| Waktu tinggal | : 8 jam |
| Range suhu | : -20 to 40°C |
| orientasi | : vertikal |
| Bahan konstruksi yang um: digunakan | : Stainless steel |

(Tabel 4-27 hal 248 ulrich ed 4 pdf 262)

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
 Dasar Pemilihan :
 Bahan Konstruksi :
 1. Kondisi penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm
 2. Bahan relatif tahan korosi
 3. Harganya relatif murah
 4. Memiliki allowable stress cukup besar

Waktu Tinggal : 8.0000 jam
 Kapasitas : 82.9694 m³
 Jumlah : 1.0000 buah
 Tekanan Operasi : 1.0000 atm
 Temperatur Operasi : 30.0000 °C = 86°F
 Pengelasan : Double welded butt joint
 Faktor Korosi : $\frac{1}{8}$

Massa tepung tapioka = 11,785.2617 kg/jam
 = 25,981.6175 lb/jam

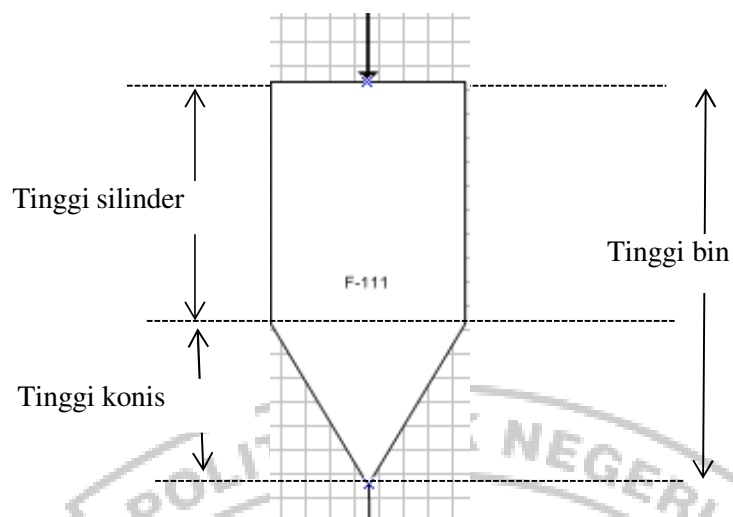
| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|--------------|--------------------|----------|-------------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.5000 | 6,903.8042 |
| Air | 919.2501 | 1.0000 | 919.2501 |
| Protein | 188.5641 | 0.8900 | 211.8698 |
| Lemak | 60.1048 | 0.8000 | 75.1310 |
| Abu | 261.6327 | 1.4000 | 186.8805 |
| Total | 11,785.2580 | | 8,296.9356 |

Densitas tepung tapioka = 1.4204 kg/L
 = 88.6739 lb/ft³
 = 1,420.4350 kg/m³

Volume tepung tapioka = 0.8000 Volume total

Volume tepung tapioka dalam tangki = ##### kg/jam x 8 jam
 = 1,420.4350 kg/m³
 = 66.3755 m³

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 66.3755 \text{ m}^3 \\ &= 82.9694 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas flat dan bawah berbentuk conical dengan sudut 90°
(Tabel 4-25 hal 231 ulrich ed 4 pdf 245)

$$\begin{aligned} \text{Digunakan dimensi H/D} &= 2.0000 \\ \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 2D \\ &= 1.5700 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D_s^3}{24 \tan(0,5 \alpha)} \\ &= \frac{3.14 \times D^3}{24 \tan(0,5 \times 90)} \\ &= 0.1308 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{Volume silinder} + \text{volume konis} \\ 82.9694 \text{ m}^3 &= 1.5700 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 + 0,1308 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ 82.9694 \text{ m}^3 &= 1.7008 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ \text{D}_s &= 3.6539 \text{ m} \\ &= 143.8528 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi OD} &= 144.0000 \text{ in} \\ &= 3.6576 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 91 pdf 103)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 2.0000 \times \text{OD} \\ &= 2.0000 \times 144.0000 \text{ in} \\ &= 288.0000 \text{ in} \\ &= 7.3152 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup konis (H}_k) &= \frac{0,5 \times D}{\tan(0,5 \alpha)} \\ &= \frac{0,5 \times \text{OD}}{\tan(0,5 \alpha)} \\ &= \frac{0,5 \times 144 \text{ in}}{\tan(0,5 \times 90)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 72.0000 \text{ in} \\
 &= 1.8288 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total tangki tipe bin} &= H_s + H_k \\
 &= 7.3152 \text{ m} + 1.8288 \text{ m} \\
 &= 9.1440 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \tan(0,5 \alpha)} \\
 &= \frac{\pi \times OD^3}{24 \tan(0,5 \times 90)} \\
 &= \frac{\pi \times (3,6576 \text{ m})^3}{24 \tan(0,5 \times 90)} \\
 &= 6.4019 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tepung tapioka dalam silinder} &= \text{Volume tepung tapioka dalam tangki} - \text{volume konis} \\
 &= 66.3755 \text{ m}^3 - 6.4019 \text{ m}^3 \\
 &= 59.9736 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tepung tapioka dalam silinder} &= \frac{\text{Volume tepung tapioka dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times D^2} \\
 &= \frac{59.9736 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (3,6576 \text{ m})^2} \\
 &= 5.7108 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tepung tapioka dalam tangki berbentuk bin} &= \text{Tinggi konis} + \text{Tinggi tepung tapioka dalam silinder} \\
 &= 1.8288 \text{ m} + 5.7108 \text{ m} \\
 &= 7.5396 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan bahan oleh tekanan parsial bahan.

$$\begin{aligned}
 \text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times H \text{ bin} \\
 &= 1.420.4350 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 7.5396 \text{ m} \\
 &= 104.953.4613 \text{ N/m}^2 \\
 &= 15.2222 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-50% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 14.7 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14.7 \text{ psi} + 15.2222 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 30.6833 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 f &= 12,650.0000 \text{ (allowable s (Table 13.1 Brownell Young hal. 251 pdf 263))} \\
 E &= 0.8000 \text{ (joint efficie (Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266))} \\
 c &= \frac{1}{8} = 0.1250 \text{ (factor korosi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266}) \\
 &= \frac{30.6833 \text{ psi} \times 144 \text{ in}}{2 \times (12650 \times 0,8 + 0,4 \times 30,68332 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.3430 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil tebal plate standart} &= \frac{3 \text{ in}}{8.0000} = 0.3750 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= OD - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 144.0000 - 0.7500 \\
 &= 143.2500 \text{ in} \\
 &= 3.6386 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah berbentuk konis} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (fxE + 0,4Pd) \cos(0,5\alpha)} + C \quad (\text{Pers.13.1 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266}) \\
 t &= \frac{30.6833 \text{ psi} \times 144 \text{ in}}{2 \times (12650 \times 0,8 + 0,4 \times 30,68332 \text{ psi}) \cos(0,5 \times 90)} + 0.1250 \\
 &= 0.3431 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal konis standart} &= \frac{3 \text{ in}}{8} = 0.3750 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 89 pdf 101})
 \end{aligned}$$

Ketebalan tutup atas
Diambil tebal tutup atas

$$= \frac{3 \text{ in}}{8.0000}$$

Perhitungan Diameter Nozzle
Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki tepung tapioka ditetapkan : 12 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 389 pdf 401)

$$\begin{aligned}
 OD &= 12.7500 \text{ in} \\
 &= 0.3239 \text{ m} \\
 &= 1.0625 \text{ ft} \\
 ID &= 11.3760 \text{ in} \\
 &= 0.2890 \text{ m} \\
 &= 0.9480 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0.25\pi ID^2 \\
 &= 0.7055 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Diameter outlet nozzle tangki tepung tapioka ditetapkan : 4 in ch 80

(App. K Brownell Young hal 388 pdf 400)

$$\begin{aligned}
 OD &= 4.5000 \text{ in} \\
 &= 0.1143 \text{ m} \\
 &= 0.3750 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

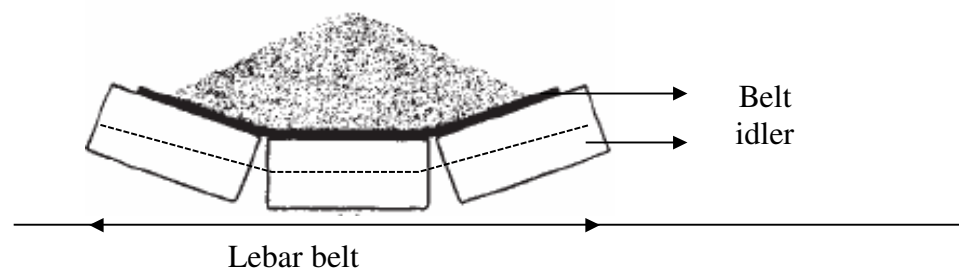
$$\begin{aligned}
 ID &= 3.8260 \text{ in} \\
 &= 0.0972 \text{ m} \\
 &= 0.3188 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{0.25\pi ID^2}{0.0798 \text{ ft}^2}$$

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------|---|
| Kode | ST-01 |
| Fungsi | Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masuk ke dalam belt conveyer |
| Tipe | Bin |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis |
| Bahan Konstruksi | Carbon steel SA 283 grade C |
| Kapasitas | 82.9694 m ³ |
| Jumlah | 1 Buah |
| Kondisi Operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter Dalam | 3,6386 m |
| Dimensi Tangki | |
| Diameter Luar | 3,6576 m |
| Tinggi Silinder | 7,3152 m |
| Tebal Silinder | 3/8 in |
| Tebal Tutup Atas | 3/8 in |
| Tinggi Tutup Bawah | 1,8288 m |
| Tebal Tutup Bawah | 3/8 in |
| Tinggi Total | 9,1440 m |



2. Belt Conveyor



Gambar ... Troughed belt on 20° idlers (Perry's ed 7 21-12 pdf 1901)

Fungsi : Untuk memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung

Tipe : Troughed belt on 20° idlers

Dasar pemilihan : Troughed belt dipilih karena paling umum digunakan dan dapat membawa material dengan kapasitas yang besar dan jarak jauh serta ekonomis

Tepung yang dipindahkan (W) : 11,785.2617 kg/jam
 : 11.7853 ton/jam

Diameter : 35.0000 in

Panjang (L) : 5.0000 m = 16.4042 ft (www.matche.com)

Kemiringan belt : 20°

Data yang diperoleh: Perry's ed 7 Table 21-7 Hal 21-11 Pdf Hal 1900

Lebar belt = 14.0000 in = 35.0000 cm

Kecepatan normal conveying = 200.0000 ft/min = 91.0000 m/min

Kapasitas maksimum = 32.0000 ton/jam

Cross section are of load = 0.1100 ft² = 0.0100 m²

Belt Plies = 3.0000

Power = 0.4400 Hp

Ukuran lump maksimum = 2.0000 in

Dari rumus di example 5.4 hal 81 dan grafik 5.5 (c) hal 82 (Walas) diketahui:

$$P = P \text{ horizontal} + P \text{ vertikal} + P \text{ kosong}$$

dimana:

$$P \text{ horizontal} = (0,4 + L/300)(W/100) = 0.0536 \text{ Hp}$$

$$P \text{ vertikal} = 0,001 \times L \times W = 0,001 \times 5,9711 \times 11,7853 = 0.0704 \text{ Hp}$$

H didapatkan dari :

$$\begin{aligned} \text{Panjang belt conveyer (L)} &= \frac{16.4042 \text{ ft}}{\cos 20} \\ &= 17.4587 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi elevasi conveyer (H)} &= 16,4042 \tan 20 \\ &= 5.9711 \text{ ft} \end{aligned}$$

(0,2 didapatkan dari tabel 5.5 hal 82 walas pdf 105)

$$P \text{ kosong} = \mu \times 0.2/100$$

$$= 0.0614$$

Kecepatan (U) didapatkan dari :

Berdasarkan tabel 5.5 hal 81 (Walas) pdf hal 104

Dengan lebar 14 in, maka kapasitas belt conveyor = 38.4 ton/jam

$$U = \frac{W}{\text{kpsts. Belt}} \times 100$$

$$= 30.6908 \text{ ft/min}$$

Daya yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong

$$= 0,4 + (L/300)(W/100) + 0,001HW + P_{\text{kosong}}$$

$$= 0.1853 \text{ Hp}$$

diambil power standar = 0.5000 Hp (Peters and Timmerhaus ed.4)

Spesifikasi

Nama alat

Fungsi

Tipe

Kapasitas

Power motor

Jumlah

Keterangan

Belt Conveyor

Untuk memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung

Troughed belt on 20° idlers

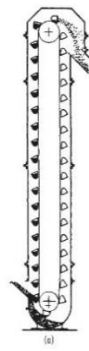
11,785.2617

0.5000

1.0000



3. Bucket Elevator



Gambar *spaced bucket centrifugal dischanger elevator*
(Perry's ed 7 hal. 21-13 pdf 1902)

| | | |
|-----------------------------|---|---|
| Fungsi | : | Memindahkan tepung tapioka dari belt conveyer ke tangki mixing I |
| Tipe | : | Spaced bucket centrifugal dischanger elevator |
| Dasar pemilihan | : | Bucket jenis ini mampu membawa material dengan ukuran material yang kecil atau halus seperti tepung tapioka |
| Tepung yang dipindahkan (W) | : | 11,785.2617 kg/jam |
| | : | 11.7853 ton/jam |

Data yang diperoleh: Perry's ed 7 Table 21-8 Hal 21-15 Pdf Hal 1904
Berdasarkan kapasitas tapioka yang dipindahkan, maka bucket elevator yang digunakan adalah sebagai berikut :

| | | | |
|-----------------------|---|--------------------------|---------|
| Kapasitas | = | 14.0000 | ton/jam |
| Size bucket | = | 6 x 4 x 4 ^{1/4} | in |
| Jarak antar bucket | = | 12.0000 | in |
| Tinggi pengangkut | = | 25.0000 | ft |
| Kecepatan putaran | = | 43.0000 | rpm |
| Daya penggerak bucket | = | 1.0000 | Hp |

Spesifikasi

| | | |
|-------------|---|--|
| Nama alat | : | Bucket Elevator |
| Fungsi | : | Memindahkan tepung tapioka dari belt conveyer ke tangki mixing I |
| Tipe | : | Spaced bucket centrifugal dischanger elevator |
| Kapasitas | : | 11,785.2617 kg/jam |
| Power motor | : | 1.0000 hp |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |

Spesifikasi

Keterangan

| | |
|-----------------------|--|
| Kode | C-02 |
| Fungsi | Memindahkan tepung tapioka dari belt conveyer ke tangki mixing I |
| Tipe | Spaced bucket centrifugal dischanger elevator |
| Kapasitas | 11,785.262 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Size bucket | 6 x 4 x 4 ^{1/4} in |
| Jarak antar bucket | 12 in |
| Tinggi pengangkut | 25 ft |
| Kecepatan putaran | 43 rpm |
| Daya penggerak bucket | 1 hp |

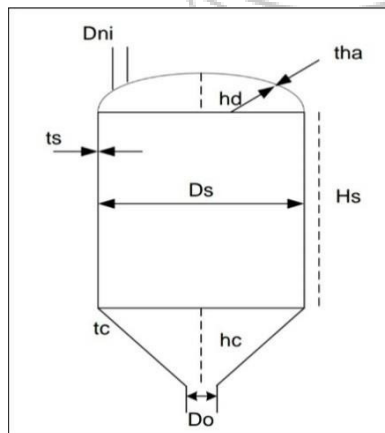
4. Tangki Penampung CaCl₂

| | | |
|------------------|---|---|
| Fungsi | : | Menyimpan larutan CaCl ₂ yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | : | Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 11.9831 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |

| | | |
|---|---|-----------------------------------|
| Laju alir massa larutan CaCl ₂ | = | 22.3684 kg/jam |
| | = | 49.3131 lb/jam |
| ρ larutan CaCl ₂ | = | 1.6800 kg/L (Perry edisi 6, 1984) |
| | = | 1,680.0000 kg/m ³ |

| | | |
|----------------------------------|---|---|
| Laju alir volumetrik larutan CaC | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan CaCl}_2}{\rho \text{ CaCl}_2}$ |
| | = | $\frac{22.3684 \text{ kg/jam}}{1,680.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0133 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |

| | | |
|----------------|---|--------------------------------------|
| Volume larutan | = | 0.0133 m ³ /jam x 720 jam |
| | = | 9.5865 m ³ |



Keterangan :

| | |
|-----------------|--------------------------|
| D _s | : Diameter silinder |
| H _s | : Tinggi silinder |
| h _d | : Tinggi tutup atas |
| t _{ha} | : Tebal tutup atas |
| h _c | : Tinggi konis |
| t _c | : Tebal konis |
| D _{no} | : Diameter nozzle outlet |
| D _{ni} | : Diameter nozzle inlet |
| t _s | : Tebal silinder |

| | | |
|---------------------------------|---|--|
| Volume tangki (V _t) | = | $\frac{100.0000}{80.0000} \times 9.5865 \text{ m}^3$ |
| | = | 11.9831 m ³ |

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

Volume silinder (V_s) = 0,25 x π x D_s² x H_s

$$\begin{aligned}
&= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\
&= 1,1775 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{Volume tutup atas (V}_d\text{)} &= \left(\frac{\pi}{4} h^2\right) (3r-h) \\
\text{berbentuk standart dished head} &\quad \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0,169d\text{)} \\
&= \left(\frac{\pi}{4} (0,169D)^2\right) (3(D-0,169D)) \\
&= 0,0636 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{Volume tutup bawah (V}_k\text{)} &= \frac{\pi \times D_s^3}{24 \operatorname{tg} 0,5 \alpha} \\
\text{berbentuk konis} &= \frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \operatorname{tg}(0,5 \times 120)} \\
&= 0,0755 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{Volume total} &= V. \text{ silinder} + v. \text{ tutup atas} + v. \text{ tutup bawah} \\
11.9831 \quad m^3 &= (1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3 \\
11.9831 \quad m^3 &= 1,3166 \quad m^3 D_s^3 \\
D_s^3 &= \frac{11.9831 \quad m^3}{1,3166 \quad m^3} \\
D_s^3 &= 9.1013 \quad m \\
D_s &= 2.0879 \quad m \\
&= 82.1991 \quad \text{in} \\
&\quad \text{(Brownell \& Young, hal 90 pdf 102)} \\
\text{Diambil diameter standar (OD)} &= 84.0000 \quad \text{in} \\
&= 2.1336 \quad m \\
\text{Tinggi bagian silinder (H}_s\text{)} &= 1,5 \times D_s \\
&= 1.5000 \quad \times \quad 84.0000 \quad \text{in} \\
&= 126.0000 \quad \text{in} \\
&= 3.2004 \quad m \\
\text{Tinggi tutup atas (H}_a\text{)} &= 0,1690 \quad D \\
\text{berbentuk standart dish head} &= 0,1690 \quad \text{OD} \\
&= 0,1690 \quad \times \quad 84.0000 \quad \text{in} \\
&= 14.1960 \quad \text{in} \\
&= 0,3606 \quad m \\
\text{Tinggi tutup bawah (H}_k\text{)} &= \frac{0,5 D}{\operatorname{tg} (0,5a)} \\
\text{berbentuk konis} &= \frac{0,5 OD}{\operatorname{tg} (0,5a)} \\
&= \frac{0,5000 \quad \times \quad 84.0000 \quad \text{in}}{\operatorname{tg} (0,5 \times 120)} \\
&= 24.2487 \quad \text{in} \\
&= 0,6159 \quad m \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0755 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{tutup bawah berbentuk konis} &= 0,0755 \quad \times \quad 9.7127 \quad m^3 \\
&= 0,7337 \quad m^3 \quad 0,6875 \\
&= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= 9.5865 \text{ m}^3 - 0.7337 \text{ m}^3 \\ &= 8.8528 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{8.8528 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 4.5522 \text{ m}^2} \\ &= 2.4773 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= \text{T larutan dalam silinder} + \text{T tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 2.4773 \text{ m} + 0.6159 \text{ m} \\ &= 3.0933 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= (3,2004 + 0,3606 + 0,6159) \text{ m} \\ &= 4.1769 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} \text{P Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,680.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 3,0933 \text{ m} \\ &= 50,927.3397 \text{ N/m}^2 \\ &= 7.3864 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} \text{P atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ \text{Pd} &= \text{P atm} + \text{P hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 7,3864 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 22.4557 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{f allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \\ \text{C} &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$\text{E} = 0.8000 \quad \text{C}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{\text{Pd} \times \text{OD}}{2 \times (\text{f} \times \text{E} + 0.4\text{Pd})} + 0.1250 \\ &= \frac{22.4557 \text{ psi} \times 84 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 22,4557 \text{ psi})} \\ &= 0.1878 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standar} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \\ \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 84.0000 \text{ in} - 0.6250 \text{ in} \\ &= 83.3750 \text{ in} \\ &= 2.1177 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas
Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap $r = \text{OD} = 84 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 2) 0.1250

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 22,4557 \text{ psi} \times 84 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 22,4557 \text{ psi})} + \\ &= 0.2363 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas standart} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in adalah :

$$\begin{aligned} icr &= 5.1250 \text{ in} \\ r &= 84.0000 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in didapat $sf = 1,5-3 \text{ in}$ maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah
Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°
(Pers. 13.1 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{head bawah}} &= \frac{Pd \times \text{OD}}{2 \cos(120) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c \\ &= \frac{22,4557 \text{ psi} \times 84 \text{ in}}{2 \times (0,5) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 22,4557 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.2507 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi total tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 126 \text{ in} + 14,1960 \text{ in} + 24,2487 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 166.1947 \text{ in} \\ &= 4.2213 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Pengaduk

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan CaCl}_2 &= 1.4000 \text{ cp} \quad (\text{Perry, hal 3-24}) \\ &= 0.0009 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0014 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

jumlah baffle 4 buah

(Table 3.4-1 Geankoplis 3rd ed, hal pdf 15290)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.6401 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1280 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.1600 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 0.7105 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.1778 |
| N | = | 90.0000 rpm | | | |
| | = | 1.5000 rps | | | |

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{(0,6401 \text{ m})^2 \times 2 \text{ rps} \times 1.680 \text{ kg/m}^3}{0,0014 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 737,464.3315
 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-4 Geankoplis didapat :

$$\begin{aligned}
 Np &= 3.8000 \\
 P &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 3,8 \times 1680 \text{ kg/m}^3 \times (2 \text{ rps})^3 \times (0,6401 \text{ m})^5 \\
 &= 2,314.9304 \text{ J/s} \\
 &= 2.3149 \text{ kW} \\
 &= 3.1043 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

diambil power standar = 5 Hp

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki CaCl₂ ditetapkan : 4 in sch 80

$$\begin{aligned}
 OD &= 4.5000 \text{ in} \quad (387 \text{ pdf } 400) \\
 &= 0.1143 \text{ m} \\
 &= 0.3750 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 3.8260 \text{ in} \\
 &= 0.0972 \text{ m} \\
 &= 0.3188 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0.25\pi ID^2 \\
 &= 0.0798 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :
asumsi aliran laminar

$$\text{Rate massa larutan masuk} = 22.3684 \text{ kg/jam}$$

(Perry, hal 3-24)

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan masuk} &= 1.6800 \text{ kg/L} \\
 &= 104.8790 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ larutan masuk} &= 1.4000 \text{ cP} \\
 &= 0.0009 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{22.3684}{1.6800} \text{ kg/jam} \\
 &= 13.3145 \text{ L/jam} \\
 &= 0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran laminer, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \\
 &= 3 \times (0,0001 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} \times (1,4 \text{ cP})^{0,18} \\
 &= 0.1274 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 40 maka:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 0.4050 \text{ in} &= 0.0337 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 0.2690 \text{ in} &= 0.0224 \text{ ft} \\
 A &= 0.25\pi D^2 \\
 &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0004 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0004 \text{ ft}^2} \\
 &= 0.3312 \text{ ft/s} \\
 &= 19.8740 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{104.8790 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0224 \text{ ft} \times 0.3312 \text{ ft/s}}{0.0009 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 827.4519
 \end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminer benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 40

Spesifikasi

| | |
|------------------|--|
| Kode | MT-01 |
| Fungsi | Menyimpan larutan CaCl_2 yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3 |

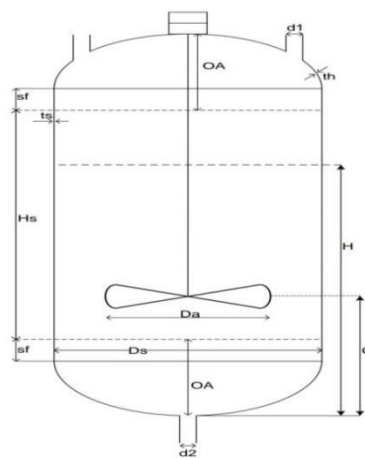
Keterangan

| | |
|-----------------------|-----------------------------|
| Kapasitas | 11,9831 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30oC |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 2,1177 m |
| Diameter luar | 2,1336 m |
| Tinggi Silinder | 3,2004 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3606 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,6159 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,2213 m |
| Daya | 5 Hp |



5. Tangki Mixing I

| | | |
|------------------|---|--|
| Fungsi | : | Mencampur bahan baku untuk proses likuifikasi |
| Kondisi Operasi | : | $P = 1 \text{ atm}$ $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Sistem Operasi | : | Batch |



Keterangan :

| | |
|-------|---------------------------------------|
| D_s | : Diameter silinder |
| H_s | : Tinggi silinder |
| OA | : Tinggi dish |
| t_h | : Tebal dish |
| d_1 | : Diameter inlet |
| d_2 | : Diameter outlet |
| C | : Jarak propeller dengan dasar tangki |
| H | : Tinggi larutan |

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu $30^\circ\text{C} = 0.9956 \text{ kg/L}$

Feed tangki mixing I

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-----------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.4934 | 6,934.3151 |
| Air | 20,495.8483 | 0.9956 | 20,586.4286 |
| Protein | 188.5641 | 0.8861 | 212.8062 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7965 | 75.4631 |
| Abu | 261.6327 | 1.3938 | 187.7064 |
| CaCl_2 | 22.3684 | 2.1405 | 10.4499 |
| Total | 31,384.2247 | | 28,007.1693 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{31,384.2247 \text{ kg}}{28,007.1693 \text{ L}} \\
 &= 1.1206 \text{ kg/L} \\
 &= 1,120.5782 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 69.9555 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ larutan} &= 20.9895 \text{ cP} \\
 &= 0.0141 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0210 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 28,007.1693 \text{ L} \\
 &= 28.0072 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume larutan = 80% volume total

Volume tangki = $\frac{100}{80} \times 28.0072 \text{ m}^3$
 = 35.0090 m³

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

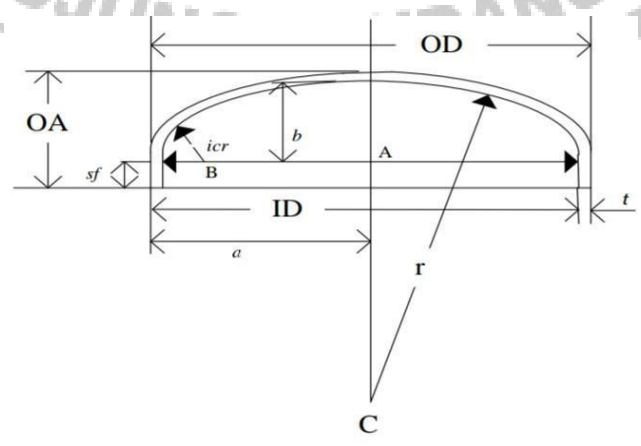
Volume silinder (V_s) = 0,25*π*D_s²*H_s
 = 0,25*3,14*D_s²*1,5D_s
 = 1.1775 D_s³. m³

Volume tutup berbentuk standart dished head = $\frac{\pi h^3}{4} (3r-h)$
 (apabila pada jenis tutup tersebut d=r, dimana crown radius dan harga h = 0.169d)
 = $\frac{\pi}{4} (0,169D)^2 (D-0,169D)$
 = 0.0636 D_s³. m³

Volume total = V_s + 2V_{dish}
 35.0090 m³ = 1.1775 D_s³. m³ + 2 x 0.0636 D_s³. m³
 35.0090 m³ = 1.3047 D_s³. m³
 D_s³ = $\frac{35.0090 \text{ m}^3}{1.3047}$
 D_s³ = 26.8330 m³
 D_s = 2.9938 m
 = 117.8662 in

Diambil diameter standar (OD) = 120 in (Brownell & Young, hal 90 pdf 102)
 = 3.0480 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = 1,5*D_s
 = 1.5 x 120 in
 = 180 in
 = 4.5720 m



Tinggi tutup atas (H_d) = 0.1690 D

$$\begin{aligned}
\text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \text{ OD} \\
&= 0.1690 \text{ x } 120 \text{ in} \\
&= 20.2800 \text{ in} \\
&= 0.5151 \text{ m}
\end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
&= 20.2800 \text{ in} \\
&= 0.5151 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 \text{ } D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \text{ x } 28.3168 \text{ } m^3 \\
&= 1.8010 \text{ } m^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\
&= 28.0072 \text{ } m^3 - 1.8010 \text{ } m^3 \\
&= 26.2062 \text{ } m^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\
&= \frac{26.2062 \text{ } m^3}{3.14/4 \text{ x } 9.2903 \text{ } m^2} \\
&= 3.5934 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_i\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\
&= 3.5934 \text{ m} + 0.5151 \text{ m} \\
&= 4.1085 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\
&= (4.5720 + 0.5151 + 0.5151) \text{ m} \\
&= 5.6022 \text{ m}
\end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_a)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
P \text{ Hidrostatik} &= \rho \text{ x g x H}_i \\
&= 1,120.5782 \text{ kg/m}^3 \text{ x } 9.8 \text{ m/s}^2 \text{ x } 4.1085 \text{ m} \\
&= 45,118.2373 \text{ N/m}^2 \\
&= 6.5438 \text{ psi}
\end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
P \text{ atm} &= 1 \text{ atm x } \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
&= 14.7 \text{ psi} \\
P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
&= 14.7 \text{ psi} + 6,5438 \text{ psi x } 1.05 \\
&= 21.5710 \text{ psi}
\end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
\text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
\text{Spesifikasi} &= \text{SA 240 tipe 316 Grade M} \\
\text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= 18,750 \text{ psi} && \text{(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)} \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \\
 E &= 0.8 && \text{(Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C && \text{(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)} \\
 &= \frac{21.5710 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 21,5710 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2112 \text{ in} && \text{(Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 120 \text{ in} - 0.75 \text{ in} \\
 &= 119.2500 \text{ in} \\
 &= 3.0290 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head dianggap $r = OD = 120 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c && \text{(Pers. 13.12 Brownell \& Young hal. 258 pdf 270)} \\
 &= \frac{0,885 \times 21,5710 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 21,5710 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2777 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (standart)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Pada tabel 5.7 Brownell

$$t_{\text{head atas}} = \frac{3}{8} \text{ in}, r = 114$$

Sehingga perlu dilakukan perhitungan ulang tebal tutup atas

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 21,5710 \text{ psi} \times 114 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 21,5710 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2701 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk OD = 120 in, maka :
 $icr = 7.25 \text{ in}$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/8 in didapat $sf = 1,5-3$ in maka di perancangan digunakan
 $sf = 1.75 \text{ in}$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + sf \\ &= 180 \text{ in} + 20,28 \text{ in} + 20,28 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 222.3100 \text{ in} \\ &= 5.6467 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

(Pers. 5.12 Brownell & Young hal. 88 pdf 100)

$$\begin{aligned} D_{\text{blanko}} &= OD + (OD/42) + 2sf + (2/3)icr \quad (\text{tebal} < 1\text{in}) \\ &= 120 \text{ in} + (120 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3) \times 7.25 \text{ in}) \\ &= 131.1905 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Pengaduk

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

μ_m = Viskositas campuran (Cp)
 μ_i = Viskositas air (Cp)
 ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\begin{aligned} \phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\ &= \frac{10,888.3763}{20,495.8483} \\ &= 0.5312 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-4 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned} \mu_i &= 0.8007 \text{ cp} \quad (\mu \text{ air } 30^\circ\text{C}) \\ \mu_m &= \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i \\ &= \frac{1 + 0.5(0.5312)}{(1 - 0.5312)^4} \times 0.8007 \text{ cp} \\ &= 20.9895 \text{ cp} \\ &= 0.0141 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0210 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 3rd ed, hal pdf 159)

| | | | | | |
|---------|---|---------|------|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.9144 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1829 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.2286 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 1.0150 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.2540 |
| N | = | 90 rpm | | | |
| | = | 1.5 rps | | | |

Dt : diameter tangki
W : lebar pengaduk
L : panjang daun pengaduk
C : jarak pengaduk dari dasar tangki
J : lebar baffle
N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 3rd ed pdf hal 159)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(0,9144 \text{ m})^2 \times 1,5 \text{ rps} \times 1.120,5782 \text{ kg/m}^3}{0,0210 \text{ kg/m.s}} \\ &= 66,958.2790 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$Np = 5.0$$

$$\begin{aligned} P &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.120,5782 \text{ kg/m}^3 \times (3,375 \text{ rps})^3 \times (0,9144 \text{ m})^5 \\ &= 12.0884 \text{ J/s} \\ &= 0.0121 \text{ kW} \\ &= 0.0162 \text{ Hp} \end{aligned}$$

diambil power standar = 0,5 Hp

4. Perhitungan diameter nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 4 in ch 80

(App. K Brownell Young hal 388 pdf 400)

$$\begin{aligned} OD &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0.25\pi ID^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Inlet nozzle CaCl₂

Diameter inlet nozzle CaCl₂ ditetapkan : 1/8 in sch 40

maka:

$$\begin{aligned} OD &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ ID &= 0.2690 \text{ in} = 0.0224 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times ID^2 \\ &= 0.0004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Inlet nozzle air proses

Rate air proses masuk = 19,576.5982 kg/jam

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned} \rho \text{ air proses } 30^\circ\text{C} &= 0.9956 \text{ kg/L} \\ &= 62.1533 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-4 hal 855 pdf 871)

$$\mu \text{ air proses } 30^{\circ}\text{C} = 0.8007 \text{ cP} = 0.0005 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{19,576.5982 \text{ kg/jam}}{0.9956 \text{ kg/L}} \\ &= 19,663.1159 \text{ L/jam} \\ &= 0.1928 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

ρ : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned} D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,1928 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1533 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 3.1807 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3.5 \text{ in} = 0.2916 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2.9 \text{ in} = 0.2416 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0458 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q \text{ (ft}^3/\text{s)}}{A \text{ (ft}^2)} \\ v &= \frac{0.1928 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2} \\ &= 4.2089 \text{ ft/s} \\ &= 252.5342 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{62.1533 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 4.2089 \text{ ft/s}}{0.0005 \text{ lb}/\text{ft.s}} \\ &= 117,451.1158 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3 in sch 80

d. Outlet nozzle

$$\text{Rate massa larutan keluar} = 31,384.2247 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan keluar} &= 1.1206 \text{ kg/L} \\ &= 69.9555 \text{ lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ larutan} = 20.9895 \text{ cP} = 0.0141 \text{ lb}/\text{ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{31,384.2247 \text{ kg/jam}}{1.1206 \text{ kg/L}}$$

$$= 28,007.1693 \text{ L/jam}$$

$$= 0.2746 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

ρ : fluid density, lb/ft^3

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,2746 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (69,9555 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3,7873 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80 maka:

$$\text{OD} = 4 \text{ in} = 0,3332 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,3640 \text{ in} = 0,2802 \text{ ft}$$

$$A = 0,25\pi D^2$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2$$

$$= 0,0616 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$v = \frac{0,2746 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0616 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,4552 \text{ ft/s}$$

$$= 267,3136 \text{ ft/min}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu}$$

$$= \frac{69,9555 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0,2802 \text{ ft} \times 4,4552 \text{ ft/s}}{0,0141 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}}$$

$$= 6,192.1514$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3,5 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|--|
| Kode | MT-02 |
| Fungsi | Mencampur bahan baku untuk proses likuifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 35,0090 m^3 |
| Jumlah | 1 buah |

Kondisi operasi Tekanan 1 atm dan suhu 30°C

Dimensi tangki

Diameter dalam 3,0290 m

Diameter luar 3,0480 m

Tinggi Silinder 4,5720 m

Tebal silinder 3/8 in

Tinggi tutup atas 0,5151 m

Tebal tutup atas 3/8 in

Tinggi tutup bawah 0,5151 m

Tebal tutup bawah 3/8 in

Tinggi total 5,6467 m

Pengaduk

Jenis *Flat six blade turbine with disk*

Jumlah blade 6 buah

Jumlah baffle 4 buah

Diameter pengaduk 0,9144 m

Lebar pengaduk 0,1829 m

Panjang daun pengaduk 0,2286 m

Jarak pengaduk dari dasar tangki 1,0150 m

Lebar baffle 0,2540 m

Kecepatan pengaduk 90 rpm

Power Pengaduk 0,5 Hp



6. Pompa Centrifugal I

Fungsi : Memompa larutan dari tangki mixing I menuju jet cooker

Tipe : centrifugal pump

Kapasitas : 31,384.2247 kg/jam

Titik referensi yang digunakan : Titik 1 = Mixing tank
Titik 2 = Jet Cooker

Pers. Bernoulli

$$W_s = - \left(\frac{p_2 - p_1}{\rho} \right) + g (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \sum F$$

(Geankoplis 3rd ed, pers. 2.7-28, hal 63 pdf 79)

Data-data:

| | | |
|-----------------------------------|---|--|
| T bahan masuk | = | 30.0000 °C |
| Rate larutan | = | 31,384.2247 kg/jam |
| Densitas larutan | = | 1.1206 kg/L |
| | = | 69.9555 lb/ft ³ |
| Viskositas larutan | = | 20.9895 cP |
| | = | 0.0210 kg/m.s |
| | = | 0.0141 lb/ft.s |
| Rate volumetrik (Q _f) | = | $\frac{\text{Rate larutan}}{\rho \text{ larutan}}$ |
| | = | $\frac{31,384.2247 \text{ kg/jam}}{1.1206 \text{ kg/L}}$ |
| | = | 28,007.1693 L/jam |
| | = | 0.2746 ft ³ /s |

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen (Peters & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510)

$$D_{i, \text{optimum}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times (0.2746 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (69.9555 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$

$$= 3.7873 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80maka:

| | | | | |
|----|---|-----------|---|-----------|
| OD | = | 4.0000 in | = | 0.3332 ft |
| ID | = | 3.3640 in | = | 0.2802 ft |
| | | | = | 0.0854 m |

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2$$

$$= 0.0616 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran :

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$= \frac{0.2746 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0.0616 \text{ ft}^2}{4.4552 \text{ ft/s}} \\
 &= 1.3588 \text{ m/s} \\
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{69.9555 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 4.4552 \text{ ft/s}}{0.0141 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 6,192.1514
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih : 3,5 in sch 80

Perhitungan friction losses

a. Friksi karena adanya Sudden Contraction

$$h_c = \frac{k}{\alpha} \frac{v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis 3rd ed, pers. 2.10-16, hal 93 pdf 108})$$

dimana:

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangki jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0.5500 \\
 \alpha &= 1.0000 \quad (\text{untuk aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_c &= \frac{0.5500 \times 1.8465^2}{2.0000 \times 1.0000} \\
 &= 0.5078 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa lurus diperkirakan} = 15.0000 \text{ m}$$

$$\text{Bahan pipa} = \text{commercial steel}$$

Data yang diperoleh : (Geankoplis 3rd ed, fig. 2.10.3 hal 88 pdf 103)

$$N_{Re} = 6,192.1514$$

$$\varepsilon = 0.0000 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0.0005$$

$$f = 0.0100$$

$$D = 0.0854 \text{ m}$$

(Geankoplis 3rd ed, pers. 2.10.6 hal 89 pdf 104)

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{2D} \\
 &= 4 \times 0,01 \frac{15 \text{ m} \times (1,3588 \text{ m/s})^2}{2 \times 0,0854} \\
 &= 6.4829 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

3. friksi karena sambungan dan valve

(Geankoplis 3rd ed, Tabel 2.10-2 hal 94 pdf 108)

$$1 \text{ buah globe valve, } k = 6 \times 1 = 6.0000$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0.75 \times 4 = 3.0000$$

$$= 9.0000$$

(Geankoplis 3rd ed, pers. 2.10.17 hal 94 pdf 109)

$$\alpha \text{ untuk aliran turbulen adalah } 1.0000$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v_2}{2} \\
 &= 9 \times \frac{(1,3588 \text{ m})^2}{2} \\
 &= 8.3091 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

4. Friksi karena adanya sudden expansion (fluida masuk ke jet cooker)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 3rd ed, pers. 2.10-15, hal 93 pdf 108})$$

dimana:

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \\
 v_2 &= v
 \end{aligned}$$

karena luas permukaan tangki jauh lebih besar dari luas permukaan pipa,

maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= 1.0000 \\
 \alpha &= 1.0000 \quad (\text{untuk aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{1.0000 \times 1.8465}{2.0000 \times 1.0000} \\
 &= 0.9232 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 0,5078 + 6,4829 + 8,3091 + 0,9232 \\
 &= 16.2230 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$\begin{aligned}
 P_1 &= P_2 = 101.3000 \text{ kPa} \\
 Z_1 &= 1.0000 \text{ m} \\
 Z_2 &= 6.0000 \text{ m} \\
 \Delta Z &= 5.0000 \text{ m} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 1,120.5782 \text{ kg/m}^3 \\
 v_1 &= 0.0000 \text{ m/s} \\
 v_2 &= 1.3588 \text{ m/s} \\
 \alpha &= 1.0000, \text{ untuk aliran turbulen} \\
 g &= 9.8000 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= -\left(\frac{P_2 - P_1}{\rho}\right) + g(Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \Sigma F \quad (\text{Geankoplis 3rd ed, pers. 2.7-28, hal 63 pdf 79}) \\
 &= -\left(\frac{0}{1.120,5782}\right) + 9,8(6-1) + \frac{(1,3588)^2 - (0)^2}{2 \times 1} + \Sigma 16,2230 \\
 &= 66.1462 \text{ J/kg} \\
 &= -66.1462 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{kapasitas} &= 28.0072 \text{ m}^3/\text{jam} \quad 123,3112 \text{ gal/min} \\
 \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 0.6300 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 4th ed, fig. 14-37, hal 520 pdf 534}) \\
 \text{maka,} &
 \end{aligned}$$

(Geankoplis 5th ed, pers. hal 145 pdf)

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\
 &= 104.9940
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Broke KW (BHP)} &= \frac{W_p \times \text{laju alir massa}}{1,000.0000} \text{ hal.272} \\ &= 0.9153 \text{ KW} \end{aligned}$$

Efisiensi motor (η_e) = 0.8000 (Peters & Timmerhaus, 1976, hal. Pdf 535)
maka,

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_e} \\ &= \frac{0.9153 \text{ KW}}{0.8000} \\ &= 1.1442 \text{ KW} \\ &= 1.5343 \text{ Hp} \\ \text{diambil power standar} &= 2.0000 \text{ Hp} \end{aligned}$$

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------|--|
| Kode | J-01 |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki mixing I menuju jet cooker |
| Tipe | centrifugal pump |
| Kapasitas | 31.384,2247 kg/jam |
| Efisiensi | 0.6300 |
| Broke kW | 0,9153 kW |
| Power motor | 2 Hp |

Adapun pompa lainnya yang digunakan sebagai berikut dengan spesifikasi mengikuti cara perhitungan diatas

| | |
|------|---|
| J-02 | Memompa larutan dari dari reaktor likuifikasi menuju reaktor sakarifikasi |
| J-03 | Memompa larutan dari reaktor sakarifikasi menuju Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF) |
| J-04 | Memompa larutan dari tangki penampung I menuju kation exchanger |
| J-05 | Memompa larutan dari anion exchanger I menuju evaporator I |
| J-06 | Memompa larutan dari evaporator I menuju heater |
| J-07 | Memompa larutan dari reaktor isomerasi menuju tangki mixing II |
| J-08 | Memompa larutan dari tangki mixing II menuju tangki karbonasi |
| J-09 | Memompa larutan dari tangki karbonasi menuju filter press |
| J-10 | Memompa larutan dari tangki penampung II menuju kation exchanger II |
| J-11 | Memompa larutan dari anion exchanger II menuju evaporator II |
| J-12 | Memompa larutan dari evaporator II menuju tangki penampung HFS-42 |

| No | Kode Pompa | Kapasitas Pompa (kg/jam) | Efisiensi (%) | Brake kW (kW) | Power Motor (Hp) | Tipe |
|---------|------------|--------------------------|---------------|---------------|------------------|------------------|
| 2.0000 | J-02 | 35.697,2176 | 65.0000 | 0,8396 | 1,5 | Centrifugal Pump |
| 3.0000 | J-03 | 35.715,6732 | 63.0000 | 0,7248 | 1,5 | Centrifugal Pump |
| 4.0000 | J-04 | 40.022,8903 | 64.0000 | 0,8749 | 1,5 | Centrifugal Pump |
| 5.0000 | J-05 | 40.022,7178 | 68.0000 | 0,7961 | 1,5 | Centrifugal Pump |
| 6.0000 | J-06 | 22.304,9729 | 62.0000 | 0,6473 | 1,5 | Centrifugal Pump |
| 7.0000 | J-07 | 22.309,0508 | 62.0000 | 0,5038 | 1.0000 | Centrifugal Pump |
| 8.0000 | J-08 | 22.316,7702 | 62.0000 | 0,5034 | 1.0000 | Centrifugal Pump |
| 9.0000 | J-09 | 22.327,9308 | 63.0000 | 0,5115 | 1.0000 | Centrifugal Pump |
| 10.0000 | J-10 | 22.190,6777 | 59.0000 | 0,5096 | 1.0000 | Centrifugal Pump |
| 11.0000 | J-11 | 22.190,6644 | 62,6 | 0,5021 | 1.0000 | Centrifugal Pump |
| 12.0000 | J-12 | 19.021,9385 | 61.0000 | 0,4009 | 1.0000 | Centrifugal Pump |

7. Jet Cooker

Fungsi : Tempat terjadinya gelatinisasi larutan pati oleh steam

Kondisi Operasi : T = 105.0000 °C

Feed jet cooker

Densitas air pada suhu 30°C = 0.9956 kg/L

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.4934 | 6,934.3151 |
| Air | 20,495.8483 | 0.9956 | 20,586.4286 |
| Protein | 188.5641 | 0.8861 | 212.8062 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7965 | 75.4631 |
| Abu | 261.6327 | 1.3938 | 187.7064 |
| CaCl ₂ | 22.3684 | 2.1405 | 10.4499 |
| Total | 31,384.2247 | | 28,007.1693 |

Laju alir larutan = 31,384.2247 kg/jam
= 69,202.2154 lb/jam

ρ larutan = $\frac{\text{massa total}}{\text{volume total}}$
= $\frac{31,384.2247 \text{ kg}}{28,007.1693 \text{ L}}$
= 1.1206 kg/L
= 1,120.5782 kg/m³
= 69.9241 lb/ft³

1. Menentukan ukuran pipa steam masuk

Massa steam = 4,305.2264 kg/jam
= 9,493.0242 lb/jam

Spesific volume = 0.4510 m³/kg (Saturated Steam suhu 145°C)
= 7.2241 ft³/lb

ρ steam = 2.2173 kg/m³
= 0.1384 lb/ft³

Q_f steam = massa steam x spesifik volume
= 9,493.0242 lb/jam x 7.2241 ft³/lb
= 68,578.7274 ft³/jam
= 19.0496 ft³/s

(Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510)

D_{i, optimum} = $3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$
= $3,9 \times (19,0496 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,1384 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$
= 11.3591 in

ditetapkan diameter nominal 12 in sch 30 (Kern, tabel 11, hal 844 pdf 851)

OD = 12.7500 in = 1.0621 ft
ID = 12.0900 in = 1.0071 ft

A = $0.25\pi D^2$
= $0,25 \times 3,14 \times ID^2$
= 0.7962 ft²

Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{19.0496 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.7962 \text{ ft}^2} \\
 &= 23.9263 \text{ ft/s} \\
 &= 1,435.5751 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran jet steam

Keadaan inlet (Geankoplis ed 3rd, tabel A.2-9, hal 858 pdf 874)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{steam}} &= 415.4000 \text{ kPa} \\
 T_1 &= 145.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\
 H_1 &= 2,740.3000 \text{ kJ/kg} = 1,178.3290 \text{ btu/lb} \\
 V_1 &= 0.4463 \text{ m}^3/\text{kg} = 7.1488 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
 S_1 &= 6.8833 \text{ kJ/kg.K} = 1.6440 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Keadaan outlet (Geankoplis ed 3rd, tabel A.2-9, hal 858 pdf 874)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{steam}} &= 120.8200 \text{ kPa} \\
 T_2 &= 105.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\
 H_2 &= 2,683.8000 \text{ kJ/kg} = 1,154.0340 \text{ btu/lb} \\
 V_2 &= 1.4194 \text{ m}^3/\text{kg} = 22.7359 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
 S_2 &= 7.2958 \text{ kJ/kg.K} = 1.7426 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(Van Ness, pers. 10.43)

$$\begin{aligned}
 v_2^2 &= v_1^2 - 2 \times g_c (H_2 - H_1) \\
 &= (23,9263 \text{ ft/s})^2 - 2 \times (32,174 \text{ lb/btu}) \times (1,154.03 \text{ btu/lb} - 1,178.33 \text{ btu/lb}) \\
 &= 2,135.8002 \text{ (ft/s)}^2 \\
 v_2 &= 46.2147 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menentukan ratio diameter inlet dan outlet nozzle dengan persamaan kontinuitas

$$\begin{aligned}
 \frac{A_2}{A_1} &= \frac{v_1 \times V_2}{v_2 \times V_1} \\
 &= \frac{23.9263 \text{ ft/s} \times 22.7359 \text{ ft}^3/\text{lb}}{46.2147 \text{ ft/s} \times 7.1488 \text{ ft}^3/\text{lb}} \\
 &= 1.6465
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{A_2}{A_1} &= \frac{D^2_{\text{throat}}}{D_1^2} = 1.6465 \\
 D^2_{\text{throat}} &= 1.6465 \times D_1^2 \\
 &= 1.6465 \times 146.1681 \text{ in}^2 \\
 &= 240.6716 \text{ in}^2 \\
 D_{\text{throat}} &= 15.5136 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 14 in sch 30 (Kern, tabel 11, hal 844 pdf 729)

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang jet cooker} &= 100.0000 D_{\text{throat}} \\
 &= 100.0000 \times 15.5136 \text{ in} \\
 &= 1,551.3594 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran pipa slurry starch

Ukuran pipa slurry starch ditentukan dengan persamaan diameter pipa optimum seperti pada penentuan ukuran pipa steam.

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Laju alir larutan}}{\text{Diameter}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Densitas larutan}}{1.1206 \text{ kg/L}} \\
 &= \frac{31,384.2247 \text{ kg/jam}}{1.1206 \text{ kg/L}} \\
 &= 28,007.1693 \text{ L/jam} \\
 &= 0.2746 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3 \times Q_f^{0.45} \times \mu^{0.13} \\
 &= 3 \times (0.2746 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (69.9241 \text{ lb/ft}^3)^{0.18} \\
 &= 3.7870 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510)

(Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689)

ditetapkan diameter nominal 3.5 in sch 80

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 4.0000 \text{ in} = 0.3332 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 3.3640 \text{ in} = 0.2802 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0.25\pi D^2 \\
 &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0616 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan alir } v &= \frac{0.2746 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2} \\
 &= 4.4552 \text{ ft/s} \\
 &= 267.3136 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{69.9241 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 4.4552 \text{ ft/s}}{0.0141 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 6,189.3741
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3.5 in sch 80

| Spesifikasi | | Keterangan | |
|--------------------|--|------------|--|
| Kode | JC-01 | | |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki mixing I menuju jet cooker | | |
| Kondisi operasi | Tekanan 120.82 kPa dan suhu 105°C | | |
| Diameter throatle | 15.5136 in | | |
| Kapasitas slurry | 31.384,2247 kg/jam | | |
| Kapasitas steam | 4.305,2264 kg/jam | | |
| Panjang jet cooker | 1.383,4230 in | | |
| Ukuran pipa masuk | | | |
| a. OD | 10.75 in | | |
| b. ID | 10.02 in | | |

8. Tangki Pendingin I

| | | | | | | | | | | |
|------------------|---|--|-----|---|--------|-----|---|---|---------|----|
| Fungsi | : | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari jet cooker, dari suhu 105°C menjadi 95°C sebelum masuk ke reaktor likuifikasi | | | | | | | | |
| Kondisi Operasi | : | <table> <tr> <td>P</td> <td>=</td> <td>1.0000</td> <td>atm</td> </tr> <tr> <td>T</td> <td>=</td> <td>95.0000</td> <td>°C</td> </tr> </table> | P | = | 1.0000 | atm | T | = | 95.0000 | °C |
| P | = | 1.0000 | atm | | | | | | | |
| T | = | 95.0000 | °C | | | | | | | |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head | | | | | | | | |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 | | | | | | | | |

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 95°C = 0.9619 kg/L

Feed tangki pendingin I

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.4428 | 7,177.5562 |
| Air | 24,801.0747 | 0.9619 | 25,784.4954 |
| Pretein | 188.5641 | 0.8561 | 220.2709 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7695 | 78.1101 |
| Abu | 261.6327 | 1.3466 | 194.2908 |
| CaCl ₂ | 22.3684 | 2.0680 | 10.8165 |
| Total | 35,689.4511 | | 33,465.5399 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{35,689.4511 \text{ kg}}{33,465.5399 \text{ L}} \\
 &= 1.0665 \text{ kg/L} \\
 &= 1,066.4538 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 3.6876 \text{ cP} \\
 &= 0.0025 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0037 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Volume larutan} &= 33,465.5399 \text{ L} \\
 &= 33.4655 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 0.8000 \text{ volume total} \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 33.4655 \text{ m}^3 \\
 &= 41.8319 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

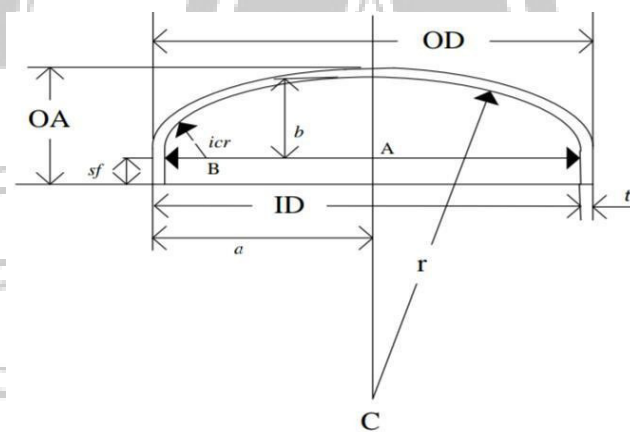
$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\
 &= 0,25 \times 3.14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\
 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup berbentuk standart dished head} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (3r-h) \\
 & \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0.169d) \\
 &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (0.169D^2) (3(D-0.169D)) \\
 &= 0.0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\
 41.8319 \text{ m}^3 &= 1.1775 D_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0.0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 41.8319 \text{ m}^3 &= 1.3047 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 D_s^3 &= \frac{41.8319 \text{ m}^3}{1.3047 \text{ m}^3} \\
 D_s^3 &= 32.0625 \text{ m} \\
 D_s &= 3.1769 \text{ m} \\
 &= 125.0735 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 126.0000 \text{ in} \\
 &= 3.2004 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bagian silinder (H}_s\text{)} &= 1,5 \times D_s \\
 &= 1.5000 \times 126.0000 \text{ in} \\
 &= 189.0000 \text{ in} \\
 &= 4.8006 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (H}_d\text{) berbentuk standart dish head} &= 0.1690 D \\
 &= 0.1690 OD \\
 &= 0.1690 \times 126.0000 \text{ in} \\
 &= 21.2940 \text{ in} \\
 &= 0.5409 \text{ m}
 \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
 H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
 &= 21.2940 \text{ in} \\
 &= 0.5409 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan pada tutup bawah berbentuk standart dished head} &= 0.0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 &= 0.0636 \times 32.7803 \text{ m}^3 \\
 &= 2.0848 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$= V_{\text{larutan}} - V_{\text{larutan pada tutup bawah}}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= 33.4655 \text{ m}^3 - 2.0848 \text{ m}^3 \\ &= 31.3807 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D_s^2} \\ &= \frac{31.3807 \text{ m}^3}{3.14/4 \times 10.2426 \text{ m}^2} \\ &= 3.9029 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= \text{T larutan dalam silinder} + \text{T tutup bawah} \\ &= 3.9029 \text{ m} + 0.5409 \text{ m} \\ &= 4.4437 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\ &= (4.8006 + 0.5409 + 0.5409) \text{ m} \\ &= 5.8823 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,066.4538 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 4,4437 \text{ m} \\ &= 46,442.6503 \text{ N/m}^2 \\ &= 6.7359 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P_{\text{atm}} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14,7 \text{ psi} \\ P_d &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 \text{ psi} + 6,7359 \text{ psi} \times 1,0500 \\ &= 21,7727 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 Tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \end{aligned}$$

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$\begin{aligned} f_{\text{allowable}} &= 16,970.0000 \text{ psi} \quad (95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}) \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

$$E = 0.8000 \quad (\text{Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266})$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266}) \\ &= \frac{21,7727 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{2 \times (16970 \times 0,8 + 0,4 \times 21,7727 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.2260 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 0.3750 \text{ in} \end{aligned}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 126.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in} \\ &= 125.2500 \text{ in} \\ &= 10.4333 \text{ ft} \\ &= 3.1814 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = \text{OD} = 126 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 21,7727 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{(16970 \times 0,8 - 0,1 \times 21,7727 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.3039 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas (standart)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 0.3750 \text{ in} \end{aligned}$$

Pada tabel 5.7 Brownell

$$t_{\text{head atas}} = \frac{3}{8} \text{ in}, r = 120.0000$$

Sehingga perlu dilakukan perhitungan ulang tebal tutup atas

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 21,7727 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{(16970 \times 0,8 - 0,1 \times 21,7727 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.2953 \text{ in} = \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\ &= \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk OD = 126 in, maka :

$$\text{icr} = 7.6250 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $\frac{3}{8} \text{ in}$ didapat

$sf = 1,5-3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 189 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 233.3380 \text{ in} \\ &= 5.9268 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Pengaduk

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

μ_m = Viskositas campuran (Cp)
 μ_i = Viskositas air (Cp)
 ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\begin{aligned} \phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\ &= \frac{10,888.3763}{24,801.0747} \\ &= 0.4390 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned} \mu_i &= 0.2995 \text{ cp} \quad (\mu \text{ air } 95^\circ\text{C}) \\ \mu_m &= \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i \\ &= \frac{1 + 0.5(0.4390)}{(1 - 0.4390)^4} \times 0.2995 \text{ cp} \\ &= 3.6876 \text{ cp} \\ &= 0.0025 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0037 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*
 jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 4rd ed, hal pdf 330)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.9601 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1920 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.2400 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 1.0657 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.2667 |
| N | = | 40.0000 rpm | | | |
| | = | 0.6667 rps | | | |

dimana:

Da : diameter agitator
 Dt : diameter tangki
 W : lebar pengaduk
 L : panjang daun pengaduk
 C : jarak pengaduk dari dasar tangki
 J : lebar baffle
 N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(0,9601 \text{ m})^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.066,4538 \text{ kg/m}^3}{0,0037 \text{ kg/m.s}} \\ &= 177,727.2845 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis 3rd hal.pdf 165 didapat :

$$Np = 5.0000$$

$$\begin{aligned}
 P &= N_p \times \rho \times N^3 \times D^5 \\
 &= 5 \times 1.066,4538 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,9601 \text{ m})^5 \\
 &= 1,289.0384 \text{ J/s} \\
 &= 1.2890 \text{ kW} \\
 &= 1.7286 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

diambil power standar = 2 Hp

4. Nozzle

Inlet nozzle feed bahan

$$\text{Rate massa larutan masuk} = 35,689.4511 \text{ kg/jam}$$

(Menggunakan pers hasil data Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\rho \text{ air } 105^\circ\text{C} = 0.9562 \text{ kg/L}$$

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.4343 | 7,220.0420 |
| Air | 24,801.0747 | 0.9562 | 25,937.1206 |
| Protein | 188.5641 | 0.8510 | 221.5748 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7650 | 78.5725 |
| Abu | 261.6327 | 1.3387 | 195.4408 |
| CaCl ₂ | 22.3684 | 2.0558 | 10.8805 |
| Total | 35,689.4511 | | 33,663.6312 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan keluar} &= 1.0602 \text{ kg/L} \\
 &= 66.1848 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q}_f) &= \frac{35,689.4511 \text{ kg/jam}}{1.0602 \text{ kg/L}} \\
 &= 33,663.6312 \text{ L/jam} \\
 &= 0.3301 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Viskositas

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

$$\mu_m = \text{Viskositas campuran (Cp)}$$

$$\mu_i = \text{Viskositas air (Cp)}$$

$$\phi_s = \text{Volume fraksi padatan}$$

$$\begin{aligned}
 \phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\
 &= \frac{10,888.3763}{24,801.0747} \\
 &= 0.4390
 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned}
 \mu_i &= \frac{0.2638 \text{ cp}}{\mu_m} = \frac{(\mu \text{ air } 105^\circ\text{C})}{1 + 0.5\phi_s} \times \mu_i \\
 &= \frac{1 + 0.5(0,4390)}{(1 - 0,4390)^4} \times 0.2638 \\
 &= 3.2486 \text{ cp} \\
 &= 0.0022 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$= 0.0032 \text{ kg/m.s}$$

(Peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510)

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned} D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,3301 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (66,1848 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 4.0846 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 4 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} &= 0.3749 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} &= 0.3187 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.3301 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0797 \text{ ft}^2} \\ &= 4.1398 \text{ ft/s} \\ &= 248.3904 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{66.1848 \text{ lb/ft}^3 \times 0.3187 \text{ ft} \times 4.1398 \text{ ft/s}}{0.0022 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 40,002.1939 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 4 in sch 80

Outlet nozzle

$$\text{Rate massa larutan keluar} = 35,689.4511 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan keluar} &= 1.0665 \text{ kg/L} \\ &= 66.5766 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 3.6876 \text{ cP} \\ &= 0.0025 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{35,689.4511 \text{ kg/jam}}{1.0665 \text{ kg/L}} \\ &= 33,465.5399 \text{ L/jam} \\ &= 0.3281 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, optimum}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

ρ : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned} D_{i, optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,3281 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (66,5766 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 4.0769 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 4 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} OD &= 4.5000 \text{ in} &= 0.3749 \text{ ft} \\ ID &= 3.8260 \text{ in} &= 0.3187 \text{ ft} \\ A &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times ID^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.3281 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0797 \text{ ft}^2} \\ &= 4.1155 \text{ ft/s} \\ &= 246.9288 \text{ ft/min} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\ &= \frac{66.5766 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0.3187 \text{ ft} \times 4.1155 \text{ ft/s}}{0.0025 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}} \\ &= 35,239.9227 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 4 in sch 80

5. Tangki Pendingin

Menentukan pendingin menggunakan jaket

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Untuk fluida dingin *light organics-water* (viskositasnya $<0,5$ cP) dan fluida panas steam

Range UD = 75-150 BTU/jam.ft².°F (Tabel 8 Kern 1983 hal 847)

Dipilih,

UD = 92.0000 BTU/jam.ft².°F

Dari pers. 6.11 Kern (1983:107)

$$Q = UD \times A \times LMTD$$

Maka,

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times LMTD} \\ &= \frac{1,033,202.9934 \text{ BTU/jam}}{92.0000 \text{ BTU}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{°F} \times 122.4400 \text{ °F}} \\ &= 99.8796 \text{ ft}^2 \\ &= 9.2788 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung luas selimut reaktor

$$A = (\pi \times OD \times HLs) + \text{Luas selimut head bawah}$$

$$\begin{aligned}
&= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 3,9029 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times r^2) \\
&= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 3,9029 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times (3,2004 \text{ m}/2)^2) \\
&= 55.3018 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selimut reaktor, sehingga reaktor menggunakan jaket pendingin

$$\begin{aligned}
Q \text{ serap} &= 260,515.1269 \text{ kkal/jam} && \text{(Lampiran B Neraca Panas Tangki Pendingin I)} \\
&= 1,033,202.9934 \text{ BTU/jam}
\end{aligned}$$

Diketahui suhu air pendingin masuk (T1) dan suhu keluar (T2)

$$\begin{aligned}
T1 &= 30.0000 \text{ }^\circ\text{C} && = 86.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\
T2 &= 45.0000 \text{ }^\circ\text{C} && = 113.0000 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
T_f &= \frac{86.0000}{2.0000} + \frac{113.0000}{2.0000} \\
&= 99.5000 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 s.d A.2-6 hal 855-866 pdf 871-872)

Sifat- sifat air pada $T_f = 99,5^\circ\text{F} / 37,5^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned}
\rho &= 0.9931 \text{ g/cm}^3 \\
&= 993.1075 \text{ kg/m}^3 \\
&= 61.9995 \text{ lb/ft}^3 \\
\mu &= 0.6882 \text{ cp} \\
&= 1.6648 \text{ lb/ft.h} \\
&= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \\
C_p &= 0.9987 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \\
&= 0.9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \\
&= 0.9987 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\
k &= 0.3627 \text{ BTU/h.ft}^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

(Lampiran B Neraca Panas Tangki Pendingin I)

$$= 17,367.6751 \text{ kg/jam}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan (Wt)

Debit air pendingin yang dibutuhkan (Fvp)

$$\begin{aligned}
F_{vp} &= \frac{W_t}{\rho} \\
&= \frac{17,367.6751 \text{ kg/jam}}{993.1075 \text{ kg/m}^3} \\
&= 17.4882 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Menghitung tinggi jaket

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi jaket} &= 1,2 \text{ tinggi cairan dalam tangki} \\
&= 5.3325 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

(Pers. 13.11 Brownell & Young hal. 254)

$$\begin{aligned}
t_j &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c \\
&= \frac{1,0717 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{(16970 \times 0,8 - 0,6 \times 1,0717 \text{ psi})} + 0.1250 \\
&= 0.3273 \text{ in}
\end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

| | | | |
|-------------|---|--------|--|
| | | | (Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102) |
| Tebal jaket | = | 3 | in |
| (standart) | | 8 | |
| | = | 0.3750 | in |

Spesifikasi

Keterangan

| | |
|------------------|--|
| Kode | CT-01 |
| Fungsi | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari jet cooker, dari suhu 105°C menjadi 95°C sebelum masuk ke rekator likuifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |

| | |
|-----------|------------------------|
| Kapasitas | 33.4655 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |

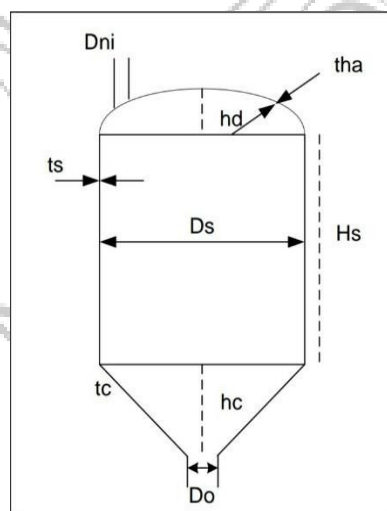
Dimensi tangki

| | |
|----------------------------------|----------------------------------|
| Diameter dalam | 3,1814 m |
| Diameter luar | 3,2004 m |
| Tinggi Silinder | 4,8006 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5409 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5409 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,9268 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | Flat six blade turbine with disk |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9601 m |
| Lebar pengaduk | 0,1920 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2400 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 1,0657 m |
| Lebar baffle pengaduk | 0,2667 m |
| Power pengaduk | 40 rpm |
| | 2 Hp |
| Jaket Pendingin | |
| Tinggi jaket | 5,33 m |
| Tebal jaket | 3/8 in |



9. Tangki Penampung Enzim α -amilase

| | | |
|--|---|--|
| Fungsi | : | Menyimpan enzim α -amilase yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 5.5919 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |
| Laju alir massa α -amilase | = | 7.7665 kg/jam |
| | = | 17.1219 lb/jam |
| ρ α -amilase | = | 1.2500 kg/L (fradriyan dkk, 2011) |
| | = | 1,250.0000 kg/m ³ |
| Laju alir volumetrik larutan α -amilase | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan } \alpha\text{-amilase}}{\rho \text{ } \alpha\text{-amilase}}$ |
| | = | $\frac{7.7665 \text{ kg/jam}}{1,250.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0062 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0062 m ³ /jam x 720.0000 jam |
| | = | 4.4735 m ³ |



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
- H_s : Tinggi silinder
- h_d : Tinggi tutup atas
- t_{ha} : Tebal tutup atas
- h_c : Tinggi konis
- t_c : Tebal konis
- D_{no} : Diameter nozzle outlet
- D_{ni} : Diameter nozzle inlet
- t_s : Tebal silinder

Volume larutan = 0.8000 volume total

Volume tangki (V_t) = $\frac{100.0000}{80.0000} \times 4.4735 \text{ m}^3$
 = 5.5919 m³

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
= $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) = $\left(\frac{\pi}{4} h^2\right) (3r-h)$
berbentuk standart dished head (apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $\left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^2 (3D - 0,169D)$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
berbentuk konis
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s \text{ silinder} + v. \text{ tutup atas} + v. \text{ tutup bawah}$
 $5.5919 m^3 = (1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3$
 $5.5919 m^3 = 1.3166 m^3 D_s^3$
 $D_s^3 = \frac{5.5919 m^3}{1.3166 m^3}$
 $D_s^3 = 4.2471 m$
 $D_s = 1.6194 m$
= $63.7573 in$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

Diambil diameter standar (OD) = $66.0000 in$
= $1.6764 m$

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1,5 \times D_s$
= $1.5000 \times 66.0000 in$
= $99.0000 in$
= $2.5146 m$

Tinggi tutup atas (H_d) = $0.1690 D$
berbentuk standart dish head = $0.1690 OD$
= $0.1690 \times 66.0000 in$
= $11.1540 in$
= $0.2833 m$

Tinggi tutup bawah (H_k) = $0,5 D$
berbentuk konis = $\frac{\text{tg}(0,5a)}{0,5 OD}$
= $\frac{\text{tg}(0,5a)}{0,5000} \times 66.0000 in$
= $\frac{\text{tg}(0,5 \times 120)}{0,5000} \times 66.0000 in$
= $19.0526 in$
= $0.4839 m$

Volume larutan pada = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$
tutup bawah berbentuk konis = $0.0755 \times 4.7112 m^3$
= $0.3559 m^3$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 4.4735 \text{ m}^3 - 0.3559 \text{ m}^3 \\ &= 4.1176 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D_s^2} \\ &= \frac{4.1176 \text{ m}^3}{\frac{3,14}{4} \times 2.8103^2 \text{ m}^2} \\ &= 1.8665 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 1.8665 \text{ m} + 0.4839 \text{ m} \\ &= 2.3504 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= (2,5146 + 0,2833 + 0,4839) \text{ m} \\ &= 3.2818 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1.250.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2,3504 \text{ m} \\ &= 28.792.5093 \text{ N/m}^2 \\ &= 4.1760 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 4,1760 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 19.0848 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\ &= \frac{19.0848 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \times (18.750 \text{ psi} \times 0.8 + 0,4 \times 19.0848 \text{ psi})} + 0.1250 \end{aligned}$$

$$= \frac{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 19,0848 \text{ psi})}{0.1670} \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal silinder standa = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

ID = OD - $2t_{\text{silinder}}$

= 66.0000 in - 0.5000 in

= 65.5000 in

= 1.6637 m

Tebal tutup atas
Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap r = OD = 66 in

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 19,0848 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 19,0848 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1250 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup atas standart = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in adalah :

icr = 4.0000 in

r = 66.0000 in

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in didapat sf = 1,5 - 2,5 in maka di perancangan digunakan

sf = 1.7500 in

Tebal tutup bawah
Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 13.1 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$t_{\text{head bawah}} = \frac{Pd \times OD}{2\cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c$$

$$= \frac{19,0848 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2\cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 19,0848 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1250 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup bawah standart = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

Tinggi total tangki

Tinggi total tangki = T silinder + T tutup atas + T tutup bawah + sf

= 99 in + 11,1540 in + 19,0526 in + 1,75 in

= 130.9566 in

= 3.3263 m

Perhitungan Diameter Nozzle
Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki α -amylase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \\ \\ \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \\ \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :
asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} \text{Rate massa larutan masuk} &= 7.7665 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ larutan masuk} &= 1.2500 \text{ kg/L} \\ &= 78.0350 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ larutan masuk} &= 1.0000 \text{ cP} = 0.0007 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{7.7665 \text{ kg/jam}}{1.2500 \text{ kg/L}} \\ &= 6.2132 \text{ L/jam} \\ &= 0.0001 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18} \\ &= 3 \times (0.00006 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (1 \text{ cP})^{0.18} \\ &= 0.0911 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{D}^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2} \\ &= 0.2420 \text{ ft/s} \\ &= 14.5178 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{78.0350 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0179 \text{ ft} \times 0.2420 \text{ ft/s}}{0.0007 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 503.2384
 \end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|--|
| Kode | T-01 |
| Fungsi | Menyimpan enzim α -amilase yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 5.5919 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |



10. Reaktor Likuifikasi

| | | |
|------------------|---|--|
| Fungsi | : | Mengubah pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α -amilase |
| Kondisi Operasi | : | $P = 1.0000 \text{ atm}$ $T = 95.0000 \text{ }^\circ\text{C}$ |
| Jenis Reaktor | : | Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Waktu tinggal | : | 1.0000 jam (Nuritasari, Y.I., 2016) |
| Sistem Operasi | : | Batch |

1. Menentukan volume tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu $95^\circ\text{C} = 0.9653 \text{ kg/L}$

Feed reaktor likuifikasi

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 10,355.7062 | 1.4480 | 7,151.9778 |
| Air | 24,801.0747 | 0.9653 | 25,692.6083 |
| Protein | 188.5641 | 0.8591 | 219.4860 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7722 | 77.8318 |
| Abu | 261.6327 | 1.3514 | 193.5984 |
| CaCl_2 | 22.3684 | 2.0754 | 10.7779 |
| α -amylase | 7.7665 | 1.2066 | 6.4365 |
| Total | 35,697.2176 | | 33,352.7166 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{35,697.2176 \text{ kg}}{33,352.7166 \text{ L}} \\ &= 1.0703 \text{ kg/L} \\ &= 1,070.2942 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 3.6964 \text{ cP} \\ &= 0.0025 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0037 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 33,352.7166 \text{ L} \\ &= 33.3527 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 33.3527 \text{ m}^3 \\ &= 41.6909 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

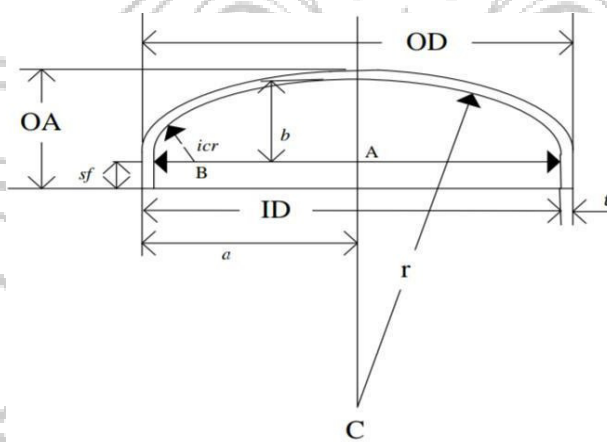
Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

(Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

| | | | |
|--|---|---|--|
| Digunakan dimensi H_s/D_s | = | 1.5000 | |
| Volume silinder (V_s) | = | $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$ | |
| | = | $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$ | |
| | = | $1.1775 \quad D_s^3 \cdot m^3$ | |
| Volume tutup berbentuk standart dished head | = | $\left(\frac{\pi}{3}h\right)(3r-h)$ (apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$) | |
| | = | $\left(\frac{\pi}{3}\right)(0,169D^2)(3(D-0,169D))$ | |
| | = | $0.0636 \quad D_s^3 \cdot m^3$ | |
| Volume total | = | $V_s + 2V_{dish}$ | |
| 41.6909 m^3 | = | $1.1775 \quad D_s^3 \cdot m^3 + 2 \quad x \quad 0.0636 \quad D_s^3 \cdot m^3$ | |
| 41.6909 m^3 | = | $1.3047 \quad D_s^3 \cdot m^3$ | |
| D_s^3 | = | $41.6909 \quad m^3$ | |
| | = | $1.3047 \quad m^3$ | |
| D_s^3 | = | $31.9544 \quad m$ | |
| D_s | = | $3.1733 \quad m$ | |
| | = | $124.9328 \quad in$ | |

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

| | | | |
|----------------------------------|---|--|--|
| Diambil diameter standar (OD) | = | $126.0000 \quad in$ | |
| | = | $3.2004 \quad m$ | |
| Tinggi bagian silinder (H_s) | = | $1.5 * D_s$ | |
| | = | $1.5000 \quad x \quad 126.0000 \quad in$ | |
| | = | $189.0000 \quad in$ | |
| | = | $4.8006 \quad m$ | |



| | | | |
|------------------------------|---|--|----------------------------|
| Tinggi tutup atas (H_d) | = | $0.1690 \quad D$ | (saadiah, 2002 pdf hal 40) |
| berbentuk standart dish head | = | $0.1690 \quad OD$ | |
| | = | $0.1690 \quad x \quad 126.0000 \quad in$ | |
| | = | $21.2940 \quad in$ | |
| | = | $0.5409 \quad m$ | |

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

| | | |
|-------------|---|--------------------|
| H_d bawah | = | H_d atas |
| | = | $21.2940 \quad in$ |
| | = | $0.5409 \quad m$ |

| | | |
|---------------------------------|---|--------------------------------|
| Volume larutan pada tutup bawah | = | $0.0636 \quad D_s^3 \cdot m^3$ |
|---------------------------------|---|--------------------------------|

$$\begin{aligned} \text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 32.7803 \text{ m}^3 \\ &= 2.0848 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\ &= 33.3527 \text{ m}^3 - 2.0848 \text{ m}^3 \\ &= 31.2679 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{31.2679 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 10.2426 \text{ m}^2} \\ &= 3.8888 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\ &= 3.8888 \text{ m} + 0.5409 \text{ m} \\ &= 4.4297 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\ &= (4,8006 + 0,5409 + 0,5409) \text{ m} \\ &= 5.8823 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,070.2942 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 4.4297 \text{ m} \\ &= 46,462.7137 \text{ N/m}^2 \\ &= 6.7388 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 6,7388 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 21.7758 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 grade 3 tipe 304} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \quad \text{(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)} \end{aligned}$$

$$f \text{ allowable} = 16,650.0000 \text{ psi} \quad (95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F})$$

$$C = \frac{1}{8} = 0.1250$$

$$E = 0.8000 \quad \text{(Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266)}$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\ &= \frac{21.7758 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{2 \times (16,650 \times 0,8 + 0,4 \times 21,7758 \text{ psi})} + 0.1250 \end{aligned}$$

$$= 0.2279 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 0.3750 \text{ in} \end{aligned}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 126.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in} \\ &= 125.2500 \text{ in} \\ &= 3.1814 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = \text{OD} = 126 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 21,7758 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{(16,650 \times 0,8 - 0,1 \times 21,7758 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.3073 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas} \\ \text{(standart)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 0.3750 \text{ in} \end{aligned}$$

Pada tabel 5.7 Brownell

$$t_{\text{head atas}} = \frac{3}{8} \text{ in}, r = 120.0000$$

Sehingga perlu dilakukan perhitungan ulang tebal tutup atas

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 21,7758 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{(16,650 \times 0,8 - 0,1 \times 21,7758 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.2986 \text{ in} = \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\ &= \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk OD = 126 in, maka :

$$\text{icr} = 7.6250 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/8 in didapat

sf = 1,5 -3 in, maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + \text{sf} \\ &= 189 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 233.3380 \text{ in} \\ &= 5.9268 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

(Pers. 5.12 Brownell & Young hal. 88 pdf 100)

$$\begin{aligned}
 D_{\text{blanko}} &= OD + (OD/42) + 2sf + (2/3)icr && \text{(tebal < 1in)} \\
 &= 126 \text{ in} + (126 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3 \times 7,625 \text{ in})) \\
 &= 137.5833 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Pengaduk

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

- μ_m = Viskositas campuran (Cp)
- μ_i = Viskositas air (Cp)
- ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\begin{aligned}
 \phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\
 &= \frac{10,896.1428}{24,801.0747} \\
 &= 0.4393
 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned}
 \mu_i &= 0.2995 \text{ cp} && (\mu \text{ air } 95^\circ\text{C}) \\
 \mu_m &= \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i \\
 &= \frac{1 + 0.5(0.4393)}{(1 - 0.4393)^4} \times 0.2995 \text{ cp} \\
 &= 3.6964 \text{ cp} \\
 &= 0.0025 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0037 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk* jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 3rd ed, hal pdf 159)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.9601 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1920 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.2400 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 1.0657 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.2667 |
| N | = | 40.0000 rpm | | | |
| | = | 0.6667 rps | | | |

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 3rd ed pdf hal 331)

$$\text{Nre} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{\mu}{(0,9601 \text{ m})^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.070,2942 \text{ kg/m}^3} \\ &= \frac{0,0037 \text{ kg/m.s}}{177,946.5012} \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$N_p = 5.0000$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.070,2942 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,9601 \text{ m})^5 \\ &= 1,293.6803 \text{ J/s} \\ &= 1.2937 \text{ kW} \\ &= 1.7348 \text{ Hp} \end{aligned}$$

diambil power standar = 2 Hp

4. Nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 3,5 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} OD &= 4.5000 \text{ in} = 0.3749 \text{ ft} \\ ID &= 3.8260 \text{ in} = 0.3187 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Inlet nozzle α -amilase

Diameter inlet nozzle α -amilase ditetapkan : 1/8 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} OD &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ ID &= 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Outlet nozzle

Rate massa larutan keluar = 35,697.2176 kg/jam

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

ρ air 95°C = 0.9619 kg/L

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 8,284.5650 | 1.4428 | 5,742.0449 |
| Air | 24,795.1359 | 0.9619 | 25,778.3211 |
| Protein | 188.5641 | 0.8561 | 220.2709 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7695 | 78.1101 |
| Abu | 261.6327 | 1.3466 | 194.2908 |
| CaCl ₂ | 22.3637 | 2.0680 | 10.8142 |
| α -amylase | 7.7668 | 1.2023 | 6.4598 |
| Dekstrin | 1,970.4838 | 1.4813 | 1,330.2715 |
| Maltosa | 99.6909 | 1.4813 | 67.3012 |
| Dekstrosa | 6.9098 | 1.5005 | 4.6050 |
| Total | 35,697.2176 | | 33,432.4895 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan keluar} &= 1.0677 \text{ kg/L} \\ &= 66.6569 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ larutan keluar} = 3.6964 \text{ cP}$$

$$= 0.0025 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{35.697.2176 \text{ kg/jam}}{1.0677 \text{ kg/L}} \\ &= 33.432.4895 \text{ L/jam} \\ &= 0.3278 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

ρ : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,3278 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (66,6569 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 4.0757 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.0000 \text{ in} = 0.3332 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.3640 \text{ in} = 0.2802 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0616 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.3278 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2} \\ &= 5.3183 \text{ ft/s} \\ &= 319.0954 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

N_{re}

$$\begin{aligned} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{66.6569 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 5.3183 \text{ ft/s}}{0.0025 \text{ lb}/\text{ft.s}} \\ &= 39.993.7983 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3,5 in sch 80

5. Jaket Pendingin

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Untuk fluida dingin *light organics-water* (viskositasnya $< 0,5 \text{ cP}$) dan fluida panas steam

$$\text{Range UD} = 75-150 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Tabel 8 Kern 1983 hal pdf 725})$$

Dipilih,

$$\text{UD} = 92.0000 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

(Lampiran B Neraca Panas Reaktor Likuifikasi)

$$\begin{aligned} \text{Q serap} &= 75.697.1625 \text{ kkal/jam} \\ &= 300.214.9467 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 95.0000 \text{ } ^\circ\text{C} & t_1 &= 30.0000 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 203.0000 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 86.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 95.0000 \text{ } ^\circ\text{C} & t_2 &= 45.0000 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 203.0000 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 113.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t_1 &= 117.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t_2 &= 90.0000 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 \Delta_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\
 &= \frac{(117 - 90)}{\ln(117/90)} \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 102.9104 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari pers. 6.11 Kern (1965:90)

$$\begin{aligned}
 Q &= UD \times A \times LMTD \\
 \text{Maka,} \\
 A &= \frac{Q}{UD \times LMTD} \\
 &= \frac{300,214.9467 \text{ BTU/jam}}{92.0000 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \times 102.9104 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 31.7092 \text{ ft}^2 \\
 &= 2.9458 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung luas selimut reaktor

$$\begin{aligned}
 A &= (\pi \times OD \times HLs) + \text{Luas selimut head bawah} \\
 &= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 3,8888 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times r^2) \\
 &= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 3,8888 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times (3,2004 \text{ m})^2) \\
 &= 55.1608 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selimut reaktor, sehingga reaktor menggunakan jaket pendingin

Diketahui suhu air pendingin masuk (t_1) dan suhu keluar (t_2)

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 30.0000 \text{ } ^\circ\text{C} & &= 86.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 45.0000 \text{ } ^\circ\text{C} & &= 113.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_f &= \frac{86.0000 + 113.0000}{2.0000} \\
 &= 99.5000 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 s.d A.2-6 hal 855-866 pdf 871-872)

Sifat- sifat air pada $T_f = 99,5^\circ\text{F} / 37,5^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned}
 \rho &= 0.9931 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 993.1075 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 61.9995 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0.6882 \text{ cp} \\
 &= 1.6648 \text{ lb/ft.h} \\
 &= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \\
 C_p &= 0.9987 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \\
 &= 0.9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \\
 &= 0.9987 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$k = 0.3627 \text{ BTU/h.ft}^\circ\text{F}$$

(Lampiran B Neraca Panas Reaktor Likuifikasi)

$$\text{Massa air} = 60,762.3245 \text{ kg/jam}$$

Debit air pendingin yang dibutuhkan (Fvp)

$$\begin{aligned} F_{vp} &= \frac{W_t}{\rho} \\ &= \frac{60,762.3245}{993.1075} \text{ kg/jam} \\ &= 61.1840 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi jaket

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= 1,2 \text{ tinggi cairan dalam tangki} \\ &= 5,3157 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket (Pers. 13.1 Brownell & Young hal. 266)

$$\begin{aligned} t_j &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c \\ &= \frac{1,0719 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{(16650 \times 0,8 - 0,6 \times 1,0719 \text{ psi})} + 0,1250 \\ &= 0,3312 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket (standart)} &= 3 \text{ in} \\ &= 8 \text{ in} \\ &= 0,3750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= 95,0000 \text{ }^\circ\text{C} & t_1 &= 30,0000 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 203,0000 \text{ }^\circ\text{F} & &= 86,0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 95,0000 \text{ }^\circ\text{C} & t_2 &= 45,0000 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 203,0000 \text{ }^\circ\text{F} & &= 113,0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_1 &= 117,0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= 90,0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

a. Menghitung Q air pendingin (Lampiran B Neraca Panas Reaktor Likuifikasi)

$$\begin{aligned} Q \text{ air pendingin} &= 75,697.1625 \text{ kkal/jam} \\ &= 300,385.5657 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

b. Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= \frac{(117 - 90)}{\ln(117/90)} \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 102,9104 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung temperatur kalorik

Hot fluid

$$T_c = \frac{203,0000 + 203,0000}{2,0000}$$

$$\begin{aligned}
 &= 203.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_c &= \frac{113.0000}{2.0000} + \frac{86.0000}{2.0000} \\
 &= 99.5000 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan coil pendingin

$$\begin{aligned}
 \text{panjang propeller (L)} &= 0.2400 \text{ m} \\
 &= 0.7875 \text{ ft} \\
 N &= 40.0000 \text{ rpm} \\
 &= 2,400.0000 \text{ rph} \\
 \rho &= 66.6569 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 8.9418 \text{ lb/ft.hr}
 \end{aligned}$$

(The Engineering ToolBox)

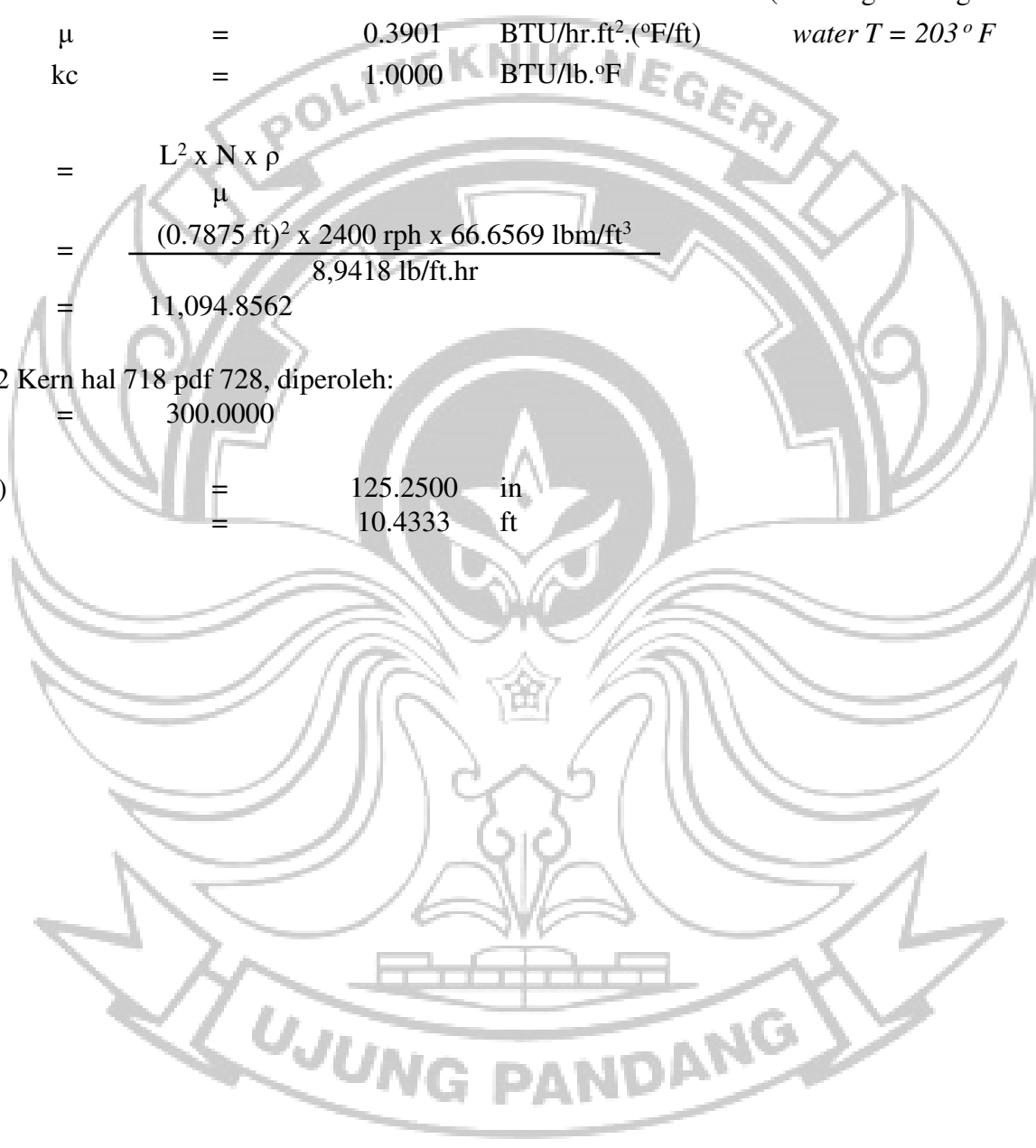
$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.3901 \text{ BTU/hr.ft}^2.(^\circ\text{F/ft)} \quad \text{water } T = 203^\circ\text{F} \\
 kc &= 1.0000 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_j &= \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{(0.7875 \text{ ft})^2 \times 2400 \text{ rph} \times 66.6569 \text{ lbm/ft}^3}{8,9418 \text{ lb/ft.hr}} \\
 &= 11,094.8562
 \end{aligned}$$

Dari fig. 20.2 Kern hal 718 pdf 728, diperoleh:

$$j = 300.0000$$

$$\begin{aligned}
 D \text{ tangki (Di)} &= 125.2500 \text{ in} \\
 &= 10.4333 \text{ ft}
 \end{aligned}$$



11. Tangki Pendingin II

| | | | | | | | | |
|------------------|---|--|---|---|------------|---|---|------------|
| Fungsi | : | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari reaktor, likuifikasi, dari suhu 95°C menjadi 60°C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi | | | | | | |
| Kondisi Operasi | : | <table> <tr> <td>P</td> <td>=</td> <td>1.0000 atm</td> </tr> <tr> <td>T</td> <td>=</td> <td>60.0000 °C</td> </tr> </table> | P | = | 1.0000 atm | T | = | 60.0000 °C |
| P | = | 1.0000 atm | | | | | | |
| T | = | 60.0000 °C | | | | | | |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head | | | | | | |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 | | | | | | |

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0.9832 kg/L

Feed tangki pendingin II

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 8,284.5650 | 1.4749 | 5,617.1874 |
| Air | 24,795.1359 | 0.9832 | 25,217.7860 |
| Pretein | 188.5641 | 0.8751 | 215.4813 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7866 | 76.4117 |
| Abu | 261.6327 | 1.3765 | 190.0660 |
| CaCl ₂ | 22.3637 | 2.1140 | 10.5790 |
| Dekstrin | 1,970.4838 | 1.5142 | 1,301.3455 |
| Maltosa | 99.6909 | 1.5142 | 65.8378 |
| Dekstrosa | 6.9098 | 1.5339 | 4.5049 |
| α-amilase | 7.7668 | 1.2291 | 6.3193 |
| Total | 35,697.2176 | | 31,327.5114 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{35,697.2176 \text{ kg}}{31,327.5114 \text{ L}} \\
 &= 1.1395 \text{ kg/L} \\
 &= 1,139.4846 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ larutan} &= 5.8019 \text{ cP} \\
 &= 0.0039 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0058 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 31,327.5114 \text{ L} \\
 &= 31.3275 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 31.3275 \text{ m}^3 \\
 &= 39.1594 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

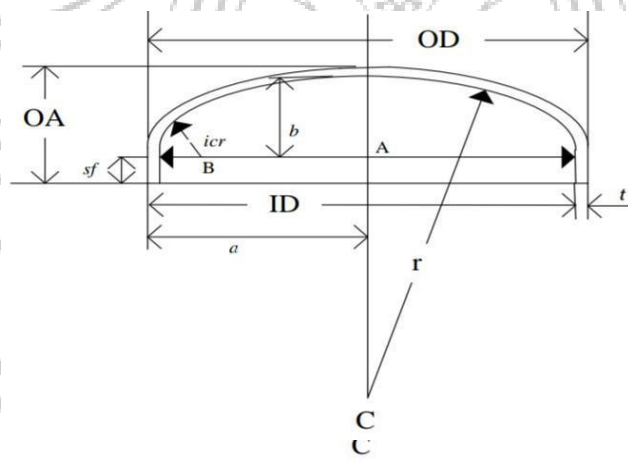
Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart

dished head
 Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)
 Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
 = $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
 = $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup
 berbentuk standart
 dished head = $\left(\frac{h}{r}\right)^2 (3r-h)$
 (apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown
 radius dan harga $h = 0,169d$)
 = $\left(\frac{0,169D}{r}\right)^2 (3(D-0,169D))$
 = $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s + 2V_{dish}$
 $39.1594 m^3$ = $1.1775 D_s^3 \cdot m^3 + 2 \times 0.0636 D_s^3 \cdot m^3$
 $39.1594 m^3$ = $1.3047 D_s^3 \cdot m^3$
 D_s^3 = $\frac{39.1594 m^3}{1.3047}$
 D_s^3 = $30.0141 m^3$
 D_s = $3.1077 m$
 = $122.3511 in$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)
 Diambil diameter standar (OD) = 126.0000 in
 = 3.2004 m
 Tinggi bagian silinder (H_s) = $1,5 * D_s$
 = 1.5000 x 126.0000 in
 = 189.0000 in
 = 4.8006 m



Tinggi tutup atas (H_d)
 berbentuk standart dish head = 0.1690 D
 = 0.1690 OD
 = 0.1690 x 126.0000 in
 = 21.2940 in
 = 0.5409 m

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$H_{d \text{ bawah}}$ = $H_{d \text{ atas}}$
 = 21.2940 in
 = 0.5409 m

$$\begin{aligned}
\text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
\text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 32.7803 \text{ m}^3 \\
&= 2.0848 \text{ m}^3 \\
\\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{V larutan} - \text{V larutan pada tutup bawah} \\
&= 31.3275 \text{ m}^3 - 2.0848 \text{ m}^3 \\
&= 29.2427 \text{ m}^3 \\
\\
\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \text{ D}_s^2} \\
&= \frac{29.2427 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times 10.2426 \text{ m}^2} \\
&= 3.6370 \text{ m} \\
\\
\text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= \text{T larutan dalam silinder} + \text{T tutup bawah} \\
&= 3.6370 \text{ m} + 0.5409 \text{ m} \\
&= 4.1778 \text{ m} \\
\\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{H}_s + \text{H}_{d \text{ atas}} + \text{H}_{d \text{ bawah}} \\
&= (4.8006 + 0.5409 + 0.5409) \text{ m} \\
&= 5.8823 \text{ m}
\end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
&= 1,139.4846 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 4.1778 \text{ m} \\
&= 46,653.6397 \text{ N/m}^2 \\
&= 6.7665 \text{ psi}
\end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
\text{P atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
&= 14.7 \text{ psi} \\
\text{P}_d &= \text{P atm} + \text{P hidrostatik} \\
&= 14.7 \text{ psi} + 6.7665 \text{ psi} \times 1.0500 \\
&= 21.8049 \text{ psi}
\end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi = Stainless steel
Spesifikasi = SA 167 Tipe 304 Grade 3
Sambungan las = Double welded butt joint

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$\begin{aligned}
f \text{ allowable} &= 18,050.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}) \\
\text{C} &= \frac{1}{8} = 0.1250
\end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$\text{E} = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C$$

$$= \frac{21.8049 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{2 \times (18050 \times 0,8 + 0,4 \times 21,8049 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.2201 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal silinder standar = 3 in

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$= 0.3750 \text{ in}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$ID = OD - 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 126.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in}$$

$$= 125.2500 \text{ in}$$

$$= 3.1814 \text{ m}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = OD = 126 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 21,8049 \text{ psi} \times 126 \text{ in}}{(18050 \times 0,8 - 0,1 \times 21,8049 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.2934 \text{ in}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal tutup atas (standart) = 3 in

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$= 0.3750 \text{ in}$$

Pada tabel 5.7 Brownell

$$t_{\text{head atas}} = \frac{3}{8} \text{ in}, r = 120.0000$$

Sehingga perlu dilakukan perhitungan ulang tebal tutup atas

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 21,8049 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{(18050 \times 0,8 - 0,1 \times 21,8049 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.2854 \text{ in} = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$t_{\text{head atas}} = t_{\text{head bawah}}$$

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $OD = 126 \text{ in}$, maka :

$$icr = 7.6250 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $\frac{3}{8} \text{ in}$ didapat

$sf = 1,5-3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\text{Tinggi total tangki} = T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf$$

$$\begin{aligned}
 &= 189 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 21,2940 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 233.3380 \text{ in} \\
 &= 5.9268 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Pengaduk

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

μ_m = Viskositas campuran (Cp)
 μ_i = Viskositas air (Cp)
 ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\begin{aligned}
 \phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\
 &= \frac{10,902.0817}{24,795.1359} \\
 &= 0.4397
 \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned}
 \mu_i &= 0.4688 \text{ cp} \quad (\mu \text{ air } 60^\circ\text{C}) \\
 \mu_m &= \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i \\
 &= \frac{1 + 0.5(0.4397)}{(1 - 0.4397)^4} \times 0.4688 \text{ cp} \\
 &= 5.8019 \text{ cp} \\
 &= 0.0039 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0058 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*
 jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 4rd ed, hal pdf 330)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.9601 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1920 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.2400 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 1.0657 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.2667 |
| N | = | 40.0000 rpm | | | |
| | = | 0.6667 rps | | | |

dimana:

Da : diameter agitator
 Dt : diameter tangki
 W : lebar pengaduk
 L : panjang daun pengaduk
 C : jarak pengaduk dari dasar tangki
 J : lebar baffle
 N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\text{Nre} = \frac{\text{Da}^2 \times \text{N} \times \rho}{\mu}$$

$$\frac{(0,9601 \text{ m})^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.139,4846 \text{ kg/m}^3}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,0058 \text{ kg/m.s}}{120,698.4236} \\
 \text{Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :} \\
 N_p &= 5.0000 \\
 P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 5 \times 1.139,4846 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,9601 \text{ m})^5 \\
 &= 1,377.3118 \text{ J/s} \\
 &= 1.3773 \text{ kW} \\
 &= 1.8470 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

diambil power standar = 2 Hp

4. Nozzle

Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 4 in sch 80

maka:

$$\begin{aligned}
 OD &= 4.5000 \text{ in} = 0.3749 \text{ ft} \\
 ID &= 3.8260 \text{ in} = 0.3187 \text{ ft} \\
 A &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\
 &= 0.0797 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Outlet nozzle

$$\text{Rate massa larutan keluar} = 35,697.2176 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ larutan keluar} = 1.1395 \text{ kg/L}$$

$$= 71.1357 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ larutan} = 5.8019 \text{ cP}$$

$$= 0.0039 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{35,697.2176 \text{ kg/jam}}{1.1395 \text{ kg/L}}$$

$$= 31,327.5114 \text{ L/jam}$$

$$= 0.3072 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,3072 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (71,1357 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3.9918 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 4 in sch 80

maka:

$$OD = 4.5000 \text{ in} = 0.3749 \text{ ft}$$

$$ID = 3.8260 \text{ in} = 0.3187 \text{ ft}$$

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times ID^2$$

$$= 0.0797 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$v = \frac{0.3072 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0797 \text{ ft}^2} = 3.8526 \text{ ft/s} = 231.1531 \text{ ft/min}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} = \frac{71.1357 \text{ lb/ft}^3 \times 0.3187 \text{ ft} \times 3.8526 \text{ ft/s}}{0.0039 \text{ lb/ft.s}} = 22,403.2230$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 4 in sch 80

5. Jaket Pendingin

$$\begin{aligned} T_1 &= 95.0000 \text{ }^\circ\text{C} & t_1 &= 30.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 203.0000 \text{ }^\circ\text{F} & &= 86.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 60.0000 \text{ }^\circ\text{C} & t_2 &= 45.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 140.0000 \text{ }^\circ\text{F} & &= 113.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_1 &= 54.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= 90.0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

a. Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= \frac{(54 - 90)}{\ln(54/90)} \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 70.4741 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Perhitungan jaket pendingin

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Untuk fluida dingin *light organics-water* (viskositasnya $< 0,5$ cP) dan fluida panas steam

Range UD = 75-150 BTU/jam.ft².°F (Tabel 8 Kern 1983 hal 840)

Dipilih,

UD = 92.0000 BTU/jam.ft².°F

(Lampiran B Neraca Panas Tangki Pendingin II)

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= 911,434.8677 \text{ kkal/jam} \\ &= 3,614,750.6854 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

Dari pers. 6.11 Kern (1983:107)

$$Q = UD \times A \times LMTD$$

Maka,

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times LMTD} \\ &= \frac{3,614,750.6854 \text{ BTU/jam}}{92.0000 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \times 70.4741 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 557.5203 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$= 51.7936 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selimut reaktor

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times OD \times HLs) + \text{Luas selimut head bawah} \\ &= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 4,1778 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times r^2) \\ &= (3,14 \times 3,2004 \text{ m} \times 4,1778 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times (3,2004 \text{ m}/2)^2) \\ &= 58.0649 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selimut reaktor, sehingga reaktor menggunakan jaket pendingin

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= 911,434.8677 \text{ kkal/jam} && \text{(Lampiran B Neraca Panas Tangki Pendingin II)} \\ &= 3,614,750.6854 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

Diketahui suhu air pendingin masuk (T1) dan suhu keluar (T2)

$$\begin{aligned} T1 &= 30.0000 \text{ }^\circ\text{C} && = 86.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ T2 &= 45.0000 \text{ }^\circ\text{C} && = 113.0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{86.0000}{2.0000} + \frac{113.0000}{2.0000} \\ &= 99.5000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 s.d A.2-6 hal 855-866 pdf 871-872)

Sifat- sifat air pada $T_f = 99,5^\circ\text{F} / 37,5^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \rho &= 0.9931 \text{ g/cm}^3 \\ &= 993.1075 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61.9995 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0.6882 \text{ cp} \\ &= 1.6648 \text{ lb/ft.h} \\ &= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \\ C_p &= 0.9987 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \\ &= 0.9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \\ &= 0.9987 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.3627 \text{ BTU/h.ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Lampiran B Neraca Panas Tangki Pendingin II)

$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin yang dibutuhkan (Wt)} &= 60,762.3245 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Debit air pendingin yang dibutuhkan (Fvp)

$$\begin{aligned} F_{vp} &= \frac{Wt}{\rho} \\ &= \frac{60,762.3245 \text{ kg/jam}}{993.1075 \text{ kg/m}^3} \\ &= 61.1840 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi jaket

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= 1,2 \text{ tinggi cairan dalam tangki} \\ &= 5.0134 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

(Pers. 13.11 Brownell & Young hal. 254)

$$\begin{aligned} t_j &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c \\ &= \frac{1,0733 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{f \times E - 0,6P} + 0.1250 \end{aligned}$$

$$= \frac{(18050 \times 0,8 - 0,6 \times 1,0733 \text{ psi})}{0.3154} \text{ in}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

| | | |
|-------------|---|--|
| | | (Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102) |
| Tebal jaket | = | 3 in |
| (standart) | = | 8 |
| | = | 0.3750 in |

Spesifikasi

Keterangan

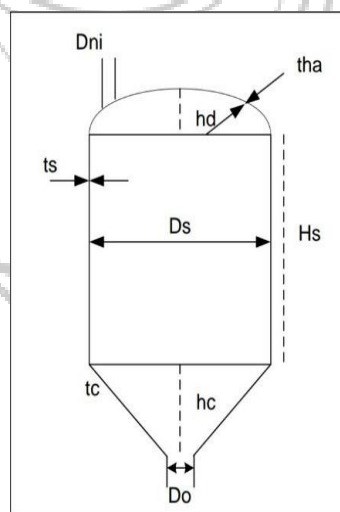
| | |
|----------------------------------|---|
| Kode | CT-02 |
| Fungsi | Mendinginkan larutan pati yang keluar dari reaktor likuifikasi, dari suhu 95°C menjadi 60 sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 39,1594 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 3,1814 m |
| Diameter luar | 3,2004 m |
| Tinggi Silinder | 4,8006 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5409 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5409 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,9268 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | Flat six blade turbine with disk |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,9601 m |
| Lebar pengaduk | 0,1920 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,2400 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 1,0657 m |
| Lebar baffle | 0,2667 m |
| Kecepatan pengaduk | 40 rpm |

Power 2 Hp
pengaduk
Jaket pendingin
Tinggi jaket 5,0134 m
Tebal jaket 3/8 in



12. Tangki Penampung Enzim Glukoamilase

| | | |
|---|---|---|
| Fungsi | : | Menyimpan enzim glukoamilase yang akan digunakan untuk proses sakarifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 4.4725 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |
| Laju alir massa glukoamilase | = | 5.9633 kg/jam |
| | = | 13.1466 lb/jam |
| ρ glukoamilase | = | 1.2000 kg/L |
| | = | 1,200.0000 kg/m ³ |
| | = | 74.8677 lb/ft ³ |
| Laju alir volumetrik larutan glukoamilase | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan glukoamilase}}{\rho \text{ glukoamilase}}$ |
| | = | $\frac{5.9633 \text{ kg/jam}}{1,200.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0050 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0050 m ³ /jam x 720.0000 jam |
| | = | 3.5780 m ³ |



Keterangan :

| | |
|-----------------|--------------------------|
| D _s | : Diameter silinder |
| H _s | : Tinggi silinder |
| h _d | : Tinggi tutup atas |
| t _{ha} | : Tebal tutup atas |
| h _c | : Tinggi konis |
| t _c | : Tebal konis |
| D _{no} | : Diameter nozzle outlet |
| D _{ni} | : Diameter nozzle inlet |
| t _s | : Tebal silinder |

Volume larutan = 0.8000 volume total

Volume tangki (V_t) = $\frac{100.0000}{80.0000} \times 3.5780 \text{ m}^3$
 = 4.4725 m³

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
= $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) berbentuk standart dished head = $(\frac{\pi}{4} h^2) (3r-h)$
(apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $(\frac{\pi}{4})(0,169D^2) (3(D-0,169D))$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) berbentuk konis = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s + V_d + V_k$
 $4.4725 m^3 = (1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3$
 $4.4725 m^3 = 1.3166 m^3 D_s^3$
 $D_s^3 = \frac{4.4725 m^3}{1.3166 m^3}$
 $D_s^3 = 3.3969 m^3$
 $D_s = 1.5032 m$
= 59.1825 in

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

Diambil diameter standar (OD) = 60.0000 in
= 1.5240 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1,5 \times D_s$
= $1.5000 \times 60.0000 \text{ in}$
= 90.0000 in
= 2.2860 m

Tinggi tutup atas (H_d) berbentuk standart dish head = $0.1690 D$
= $0.1690 OD$
= $0.1690 \times 60.0000 \text{ in}$
= 10.1400 in
= 0.2576 m

Tinggi tutup bawah (H_k) berbentuk konis = $\frac{0,5 D}{\text{tg}(0,5\alpha)}$
= $\frac{0,5 OD}{\text{tg}(0,5\alpha)}$
= $\frac{0.5000 \times 60.0000 \text{ in}}{\text{tg}(0,5 \times 120)}$
= 17.3205 in
= 0.4399 m

Volume larutan pada tutup bawah berbentuk konis = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$
= $0.0755 \times 3.5396 m^3$

$$\begin{aligned}
 &= 0.2674 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 3.5780 \text{ m}^3 - 0.2674 \text{ m}^3 \\
 &= 3.3106 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\
 &= \frac{3.3106 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 2.3226 \text{ m}^2} \\
 &= 1.8158 \text{ m} \\
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 1.8158 \text{ m} + 0.4399 \text{ m} \\
 &= 2.2557 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\
 &= (2,2860 + 0,2576 + 0,4399) \text{ m} \\
 &= 2.9835 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
 &= 1,200.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2.2557 \text{ m} \\
 &= 26,527.5337 \text{ N/m}^2 \\
 &= 3.8475 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 14.7 \text{ psi} \\
 P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14.7 \text{ psi} + 3.8475 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 18.7399 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\
 &\quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \\
 f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \\
 &\quad (\text{Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266}) \\
 E &= 0.8000
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\quad (\text{Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266}) \\
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\
 &= \frac{18.7399 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + 0.1250
 \end{aligned}$$

$$= \frac{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 18,7399 \text{ psi})}{0.1625} \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal silinder standar = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

ID = OD - $2t_{\text{silinder}}$

= 60.0000 in - 0.5000 in

= 59.5000 in

= 1.5113 m

Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap r = OD = 60 in

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0.885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0.885 \times 18,7399 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 18,7399 \text{ psi})} + 0.1250$$

= 0.1913 in

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup atas standart = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in adalah :

$$i_{cr} = 3.6250 \text{ in}$$

$$r = 60.0000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat
sf = 1,5 - 2,5 in, maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$$t_{\text{head bawah}} = \frac{Pd \times OD}{2\cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c$$

$$= \frac{18,7399 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{2\cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 18,7399 \text{ psi})} + 0.1250$$

= 0.1999 in

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup bawah standart = $\frac{1}{4}$ in

= 0.2500 in

Tinggi total tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 90 \text{ in} + 10,1400 \text{ in} + 17,3205 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 119.2105 \text{ in} \\ &= 3.0279 \text{ m} \end{aligned}$$

**Perhitungan Diameter Nozzle
Inlet nozzle**

Diameter inlet nozzle tangki Glukoamilase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \\ \\ \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \\ \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :

asumsi aliran laminar

Rate massa larutan masuk = 5.9633 kg/jam

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan masuk} &= 1.2000 \text{ kg/L} \\ &= 74.9136 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ larutan masuk} = 2.5600 \text{ cP} = 0.0017 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{5.9633 \text{ kg/jam}}{1.2000 \text{ kg/L}} \\ &= 4.9694 \text{ L/jam} \\ &= 0.0000 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18} \\ &= 3 \times (0.00005 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (2.56 \text{ cP})^{0.18} \\ &= 0.0996 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.2155 \text{ in} = 0.0180 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{D}^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.0000 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2} \\ &= 0.1926 \text{ ft/s} \\ &= 11.5578 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{74.9136 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0180 \text{ ft} \times 0.1926 \text{ ft/s}}{0.0017 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 150.5869
 \end{aligned}$$

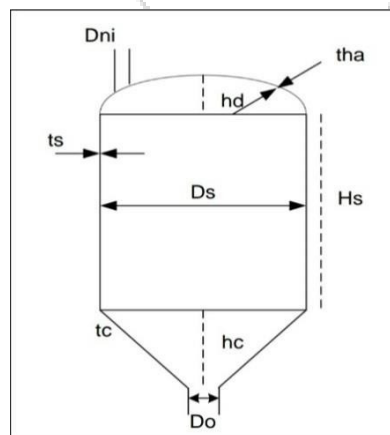
$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminer benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-02 |
| Fungsi | Menyimpan enzim Glukoamilase yang akan digunakan untuk proses sakarifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 4.4725 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 1,5113 m |
| Diameter luar | 1,5240 m |
| Tinggi Silinder | 2,2860 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2576 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4399 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,0279 m |



13. Tangki Penampung HCl

| | | | |
|--------------------------------|---|---|-------------------------------|
| Fungsi | : | Menyimpan larutan HCl yang akan digunakan untuk menurunkan pH yang akan digunakan pada proses sakarifikasi dan sebelum masuk ke tangki karbonasi selama 30 hari | |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° | |
| Bahan konstruksi | : | Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3 | |
| Kapasitas | : | 13.9945 | m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 | buah |
| Laju alir massa larutan HCl | = | 19.7166 | kg/jam |
| | = | 43.4670 | lb/jam |
| ρ larutan HCl | = | 1.2680 | kg/L (Perry,1997) |
| | = | 1,268.0000 | kg/m ³ |
| | = | 79.1102 | lb/ft ³ |
| Laju alir volumetrik larutan H | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan HCl}}{\rho \text{ larutan HCl}}$ | |
| | = | $\frac{19.7166}{1,268.0000}$ | kg/jam / kg/m ³ |
| | = | 0.0155 | m ³ /jam |
| | = | 0.0000 | m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0155 | m ³ /jam x 720 jam |
| | = | 11.1956 | m ³ |



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
- H_s : Tinggi silinder
- h_d : Tinggi tutup atas
- t_{ha} : Tebal tutup atas
- h_c : Tinggi konis
- t_c : Tebal konis
- D_{no} : Diameter nozzle outlet
- D_{ni} : Diameter nozzle inlet
- t_s : Tebal silinder

| | | | |
|---------------------------------|---|----------------------------|--------------------------|
| Volume larutan | = | 0.8000 | volume total |
| Volume tangki (V _t) | = | $\frac{100.0000}{80.0000}$ | x 11.1956 m ³ |
| | = | 13.9945 | m ³ |

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \cdot \pi \cdot D_s^2 \cdot H_s$
= $0,25 \cdot 3,14 \cdot D_s^2 \cdot 1,5 D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) berbentuk standart dished head = $(\frac{\pi}{4} h^2) (3r-h)$
(apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $(\frac{\pi}{4}) (0,169 D^2) (3 D - 0,169 D)$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) berbentuk konis = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \cdot 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s + V_d + V_k$
13.9945 m^3 = $(1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3$
13.9945 m^3 = $1.3166 m^3 D_s^3$
 D_s^3 = $\frac{13.9945 m^3}{1.3166 m^3}$
 D_s^3 = 10.6289 m^3
 D_s = 2.1987 m
= 86.5625 in

Diambil diameter standar (OD) = 90.0000 in (Brownell & Young, hal 89 pdf 101)
= 2.2860 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1.5 \times D_s$
= 1.5000 x 90.0000 in
= 135.0000 in
= 3.4290 m

Tinggi tutup atas (H_d) berbentuk standart dish head = $0.1690 D$
= $0.1690 OD$
= $0.1690 \times 90.0000 in$
= 15.2100 in
= 0.3863 m

Tinggi tutup bawah (H_k) berbentuk konis = $\frac{0,5 D}{\text{tg}(0,5 \alpha)}$
= $\frac{0,5 OD}{\text{tg}(0,5 \alpha)}$
= $\frac{0.5000 \times 90.0000 in}{\text{tg}(0,5 \cdot 120)}$
= 25.9808 in
= 0.6599 m

Volume larutan pada tutup bawah berbentuk konis = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$
= $0.0755 \times 11.9462 m^3$

$$\begin{aligned}
 &= 0.9024 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 11.1956 \text{ m}^3 - 0.9024 \text{ m}^3 \\
 &= 10.2932 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D_s^2} \\
 &= \frac{10.2932 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 5.2258 \text{ m}^2} \\
 &= 2.5092 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 2.5092 \text{ m} + 0.6599 \text{ m} \\
 &= 3.1691 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\
 &= (3,4290 + 0,3863 + 0,6599) \text{ m} \\
 &= 4.4752 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
 &= 1,268.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 3.1691 \text{ m} \\
 &= 39,380.1353 \text{ N/m}^2 \\
 &= 5.7116 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 14,7 \text{ psi} \\
 P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14,7 \text{ psi} + 5,7116 \text{ psi} \times 1,0500 \\
 &= 20,6972 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\
 & \quad \text{(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)} \\
 f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \\
 & \quad \text{(Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266)} \\
 E &= 0.8000
 \end{aligned}$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C$$

$$= \frac{20.6972 \text{ psi} \times 90 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0.8 + 20,6972 \times \text{psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1871 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal silinder standa = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

ID = OD - $2t_{\text{silinder}}$

= 90.0000 in - 0.3750 in

= 89.6250 in

= 2.2765 m

Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap r = OD = 90 in

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 20,6972 \text{ psi} \times 90 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 20,6972 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1250 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal tutup atas standart = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in adalah :

icr = 5.1250 in

r = 84.0000 in

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat
sf = 1.5 - 3, maka di perancangan digunakan

sf = 1.7500 in

Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$$t_{\text{head bawah}} = \frac{Pd \times OD}{2 \cos (0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c$$

$$= \frac{20,6972 \text{ psi} \times 78 \text{ in}}{2 \cos (0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 20,6972 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1250 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal tutup bawah standart = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

Tinggi total tangki

Tinggi total tangki = T silinder + T tutup atas + T tutup bawah + sf

= 135 in + 15,2100 in + 25,9808 in + 1,75 in

= 177.9408 in

= 4.5197 m

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki Glukoamilase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \\ \\ \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \\ \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :
asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} \text{Rate massa larutan masuk} &= 19.7166 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ larutan masuk} &= 1.2680 \text{ kg/L} \\ &= 79.1587 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ larutan masuk} &= 0.3700 \text{ cP} = 0.0002 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{19.7166 \text{ kg/jam}}{1.2680 \text{ kg/L}} \\ &= 15.5494 \text{ L/jam} \\ &= 0.0002 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.0002 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (79.1587 \text{ lb/ft}^3)^{0.13} \\ &= 0.1319 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.2155 \text{ in} = 0.0180 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi\text{D}^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$v = \frac{0.0002 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2}$$

$$= 0.6027 \text{ ft/s}$$

$$= 36.1645 \text{ ft/min}$$

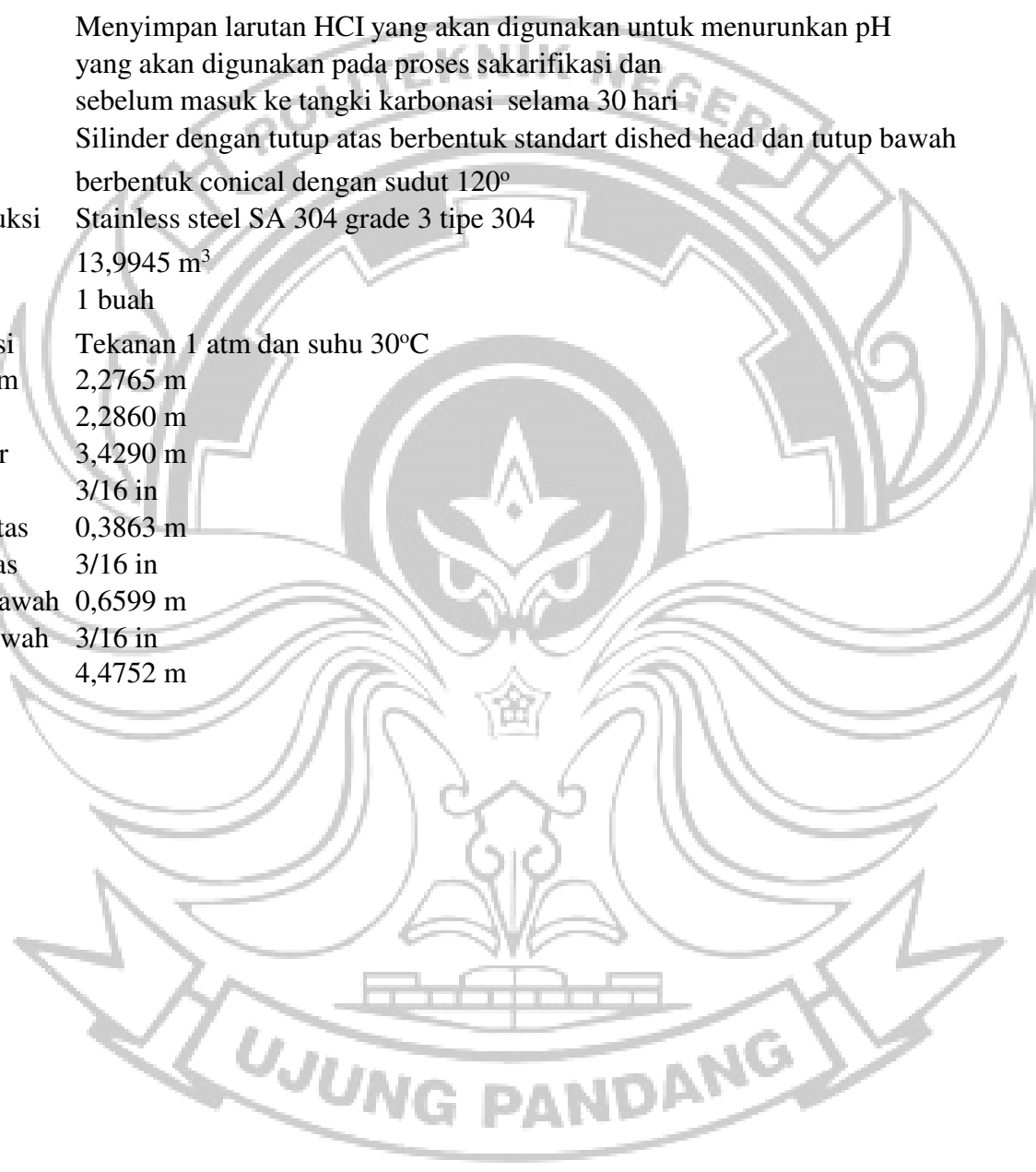
$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{79.1587 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0180 \text{ ft} \times 0.6027 \text{ ft/s}}{0.0002 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 3,444.8613$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-03 |
| Fungsi | Menyimpan larutan HCl yang akan digunakan untuk menurunkan pH yang akan digunakan pada proses sakarifikasi dan sebelum masuk ke tangki karbonasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 13,9945 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 2,2765 m |
| Diameter luar | 2,2860 m |
| Tinggi Silinder | 3,4290 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3863 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,6599 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 4,4752 m |



14. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : Mengkonversi pati dan dekstrin menjadi dekstrosa dengan bantuan enzim Glukoamilase

Kondisi Operasi : P = 1.0000 atm
T = 60.0000 °C

Jenis Reaktor : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Bentuk : Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dish head

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304

Waktu tinggal : 48.0000 jam (Nuritasari, Y.I., 2016)

Sistem Operasi : Batch

1. Menentukan volume tangki (Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0.9832 kg/L

Feed didalam reaktor sakarifikasi

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 8,284.5650 | 1.4749 | 5,617.1874 |
| Air | 24,795.1359 | 0.9832 | 25,217.7860 |
| Protein | 188.5641 | 0.8751 | 215.4813 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7866 | 76.4117 |
| Abu | 261.6327 | 1.3765 | 190.0660 |
| CaCl ₂ | 22.3637 | 2.1140 | 10.5790 |
| α-amylase | 7.7668 | 1.2291 | 6.3193 |
| Dekstrin | 1,970.4838 | 1.5142 | 1,301.3455 |
| Maltosa | 99.6909 | 1.5142 | 65.8378 |
| Dekstrosa | 6.9098 | 1.5339 | 4.5049 |
| Glukoamilase | 5.9633 | 1.1799 | 5.0541 |
| HCl | 12.4923 | 1.2467 | 10.0199 |
| Total | 35,715.6732 | | 32,635.1762 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{35,715.6732 \text{ kg}}{32,635.1762 \text{ L}} \\ &= 1.0944 \text{ kg/L} \\ &= 1,094.3919 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 5.8346 \text{ cP} \\ &= 0.0039 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0058 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 8,158.7941 \text{ L} \\ &= 8.1588 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 8.1588 \text{ m}^3 \\ &= 10.1985 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dish head

(Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

$$\text{Digunakan dimensi } H_s/D_s = 1.5000$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\ &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\ &= 1.1775 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

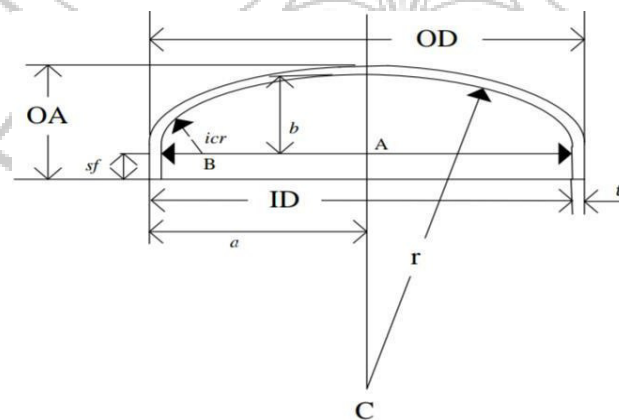
$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{4}h\right) \{3r-h\} \\ \text{berbentuk standart} &\quad \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana} \\ &\quad \text{crown radius dan harga } h = 0,169d) \\ &= \left(\frac{\pi}{4}\right)(0,169D)^2 (3D-0,169D) \\ &= 0,0636 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\ 10.1985 \quad \text{m}^3 &= 1,1775 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0,0636 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ 10.1985 \quad \text{m}^3 &= 1,3047 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ D_s^3 &= \frac{10.1985 \quad \text{m}^3}{1,3047} \\ D_s^3 &= 7.8167 \quad \text{m}^3 \\ D_s &= 1,9846 \quad \text{m} \\ &= 78.1342 \quad \text{in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 78.0000 \quad \text{in} \\ &= 1.9812 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder} &= 1,5 \times D_s \\ \text{(H}_s) &= 1.5000 \quad \times \quad 78.0000 \quad \text{in} \\ &= 117.0000 \quad \text{in} \\ &= 2.9718 \quad \text{m} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (H}_d) &= 0.1690 \quad D \\ \text{berbentuk standart dish} &= 0.1690 \quad \text{OD} \\ \text{head} &= 0.1690 \quad \times \quad 78.0000 \quad \text{in} \\ &= 13.1820 \quad \text{in} \\ &= 0.3348 \quad \text{m} \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned} H_d \text{ bawah} &= H_d \text{ atas} \\ &= 13.1820 \text{ in} \\ &= 0.3348 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan pada} &= 0.0636 \text{ } D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ \text{tutup bawah berbentuk} &= 0.0636 \quad \times \quad 7.7765 \text{ } \text{m}^3 \\ \text{standart dished head} &= 0.4946 \text{ } \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\ &= 8.1588 \text{ } \text{m}^3 - 0.4946 \text{ } \text{m}^3 \\ &= 7.6642 \text{ } \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ \text{silinder} &= \frac{7.6642 \text{ } \text{m}^3}{\frac{3.14}{4} \times 3.9252 \text{ } \text{m}^2} \\ &= \frac{7.6642}{2.4874} \text{ m} \\ &= 3.0814 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam} &= \text{T larutan dalam silinder} + \text{T tutup bawah} \\ \text{tangki (H}_1\text{)} &= 2.4874 \text{ m} + 0.3348 \text{ m} \\ &= 2.8222 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d \text{ atas} + H_d \text{ bawah} \\ &= (2.9718 + 0.3348 + 0.3348) \text{ m} \\ &= 3.6414 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,094.3919 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2.8222 \text{ m} \\ &= 30,268.1687 \text{ N/m}^2 \\ &= 4.3900 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 4,3900 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 19.3095 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 grade 3 tipe 304} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \end{aligned}$$

$$f \text{ allowable} = 18,750.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F})$$

$$C = 0.1250 = 0.1250$$

$$E = 0.8000 \quad (\text{Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266})$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times OD}{2 \times (f \times E + 0.4P_i)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266})$$

$$= \frac{19.3095 \text{ psi} \times 78 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 19,3095 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1752 \text{ in}$$

$$\text{Tebal silinder standar} = 5 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

$$= \frac{16}{16} = 0.3125 \text{ in}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$ID = OD - 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 78.0000 \text{ in} - 0.6250 \text{ in}$$

$$= 77.3750 \text{ in}$$

$$= 6.4453 \text{ ft}$$

$$= 1.9653 \text{ m}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head
dianggap $r = OD = 78 \text{ in}$

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E - 0,1P_i)} + c \quad (\text{Pers. 13.12 Brownell \& Young hal. 258 pdf 270})$$

$$= \frac{0,885 \times 19,3095 \text{ psi} \times 78 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 19,3095 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.2139 \text{ in}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

$$\text{Tebal tutup atas (standart)} = 5 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

$$= \frac{16}{16} = 0.3125 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $OD = 78 \text{ in}$, maka :

$$icr = 4.7500 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $5/16 \text{ in}$ didapat $sf = 1,5-3 \text{ in}$ maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\text{Tinggi total tangki} = T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf$$

$$= 117 \text{ in} + 13,1820 \text{ in} + 13,1820 \text{ in} + 1,75 \text{ in}$$

$$= 145.1140 \text{ in}$$

$$= 3.6859 \text{ m}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

$$D_{\text{blanko}} = OD + (OD/42) + 2sf + (2/3)icr \quad (\text{Pers. 5.12 Brownell \& Young hal. 88 pdf 100})$$

(tebal < 1in)

$$= 78 \text{ in} + (78 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3 \times 4,75 \text{ in}))$$

$$= 86.5238 \text{ in}$$

3. Pengaduk

(Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

μ_m = Viskositas campuran (Cp)

μ_i = Viskositas air (Cp)

ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\phi_s = \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}}$$

$$= \frac{10,920.5373}{24,795.1359}$$

$$= 0.4404$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$\mu_i = 0.4688 \text{ cp}$ (μ air 60°C)

$$\mu_m = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i$$

$$= \frac{1 + 0.5(0.4404)}{(1 - 0.4404)^4} \times 0.4688 \text{ cp}$$

$$= 5.8346 \text{ cp}$$

$$= 0.0039 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0.0058 \text{ kg/m.s}$$

Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*
 jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 3rd ed, hal pdf 159)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.5944 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1189 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.1486 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 0.6597 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.1651 |
| N | = | 40.0000 rpm | | | |
| | = | 0.6667 rps | | | |

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 3rd ed pdf hal 159)

$$Nre = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(0,5944 \text{ m})^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.094,3919 \text{ kg/m}^3}{0,0058 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 44,174.5805$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$N_p = 5.0000$$

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$= 5 \times 1.094,3919 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,5944 \text{ m})^5$$

$$= 120.2588 \text{ J/s}$$

$$= 0.1203 \text{ kW}$$

$$= 0.1613 \text{ hp}$$

diambil power standar = 0,5 Hp

4. Perhitungan diameter nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 3,5 in sch 80

maka:

$$OD = 4.0000 \text{ in} = 0.3332 \text{ ft}$$

$$ID = 3.3640 \text{ in} = 0.2802 \text{ ft}$$

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times ID^2$$

$$= 0.0616 \text{ ft}^2$$

b. Inlet nozzle HCl 0.1 M

$$\text{Rate massa larutan HCl 0.1 M masuk} = 11.9973 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ HCl 0.1 M} = 1.2680 \text{ kg/L}$$

$$= 79.1587 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ HCl 0.1 M} = 0.3700 \text{ cP}$$

$$= 0.0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{11.9973 \text{ kg/jam}}{1.2680 \text{ kg/L}}$$

$$= 9.4616 \text{ L/jam}$$

$$= 0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

μ : fluid viscosity, cP

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

$$= 3 \times (0,0001 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} \times (0,37 \text{ cP})^{0,18}$$

$$= 0.0886 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80

maka:

$$OD = 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft}$$

$$ID = 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft}$$

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times ID^2$$

$$= 0.0003 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$v = \frac{0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2}$$

$$= 0.3685 \text{ ft/s}$$

$$= 22.1081 \text{ ft/min}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{79.1587 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0179 \text{ ft} \times 0.3685 \text{ ft/s}}{0.0002 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 2,101.0243$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

c. Inlet nozzle enzim glukoamilase

Diameter inlet nozzle enzim glukoamilase ditetapkan : 1/8 in sch 80

$$OD = 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft}$$

$$ID = 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft}$$

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times ID^2$$

$$= 0.0003 \text{ ft}^2$$

d. Outlet nozzle

Rate massa larutan keluar = 35,715.6732 kg/jam

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 248.5393 | 1.4749 | 168.5172 |
| Air | 23,715.7171 | 0.9832 | 24,119.9678 |
| Protein | 188.5641 | 0.8751 | 215.4813 |
| Lemak | 60.1048 | 0.7866 | 76.4117 |
| Abu | 261.6327 | 1.3765 | 190.0660 |
| CaCl ₂ | 22.3684 | 2.1140 | 10.5812 |
| α -amylase | 7.7668 | 1.2291 | 6.3193 |
| Dekstrin | 59.1148 | 1.5142 | 39.0406 |
| Maltosa | 353.3338 | 1.5142 | 233.3485 |
| Dekstrosa | 10,792.5305 | 1.5339 | 7,036.2157 |
| Glukoamilase | 5.9649 | 1.1799 | 5.0555 |
| HCl | 0.0360 | 1.2467 | 0.0288 |
| Total | 35,715.6732 | | 24,826.3851 |

$$\rho \text{ larutan keluar} = 1.4386 \text{ kg/L}$$

$$= 89.8100 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ larutan masuk} = 5.8346 \text{ cP}$$

$$= 0.0039 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{35,715.6732 \text{ kg/jam}}{1.4386 \text{ kg/L}}$$

$$= 24,826.3851 \text{ L/jam}$$

$$= 0.2434 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.2434 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (89.8100 \text{ lb/ft}^3)^{0.13} \\ &= 3.7057 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.0000 \text{ in} &= 0.3332 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.3640 \text{ in} &= 0.2802 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0616 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.2434 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2} \\ &= 3.9492 \text{ ft/s} \\ &= 236.9547 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{89.8100 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 3.9492 \text{ ft/s}}{0.0039 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 25,350.2511 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3,5 in sch 80

5. Coil Pendingin

(Lampiran B Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi)

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= 4,082,290.4054 \text{ kkal/jam} \\ &= 16,190,363.7479 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan digunakan 1 koil. Jadi Q serap adalah 4,082,290.4054 kkal/jam

Koefisien transfer panas koil ke reaktor

Diketahui suhu air pendingin masuk (T1) dan suhu keluar (T2)

$$\begin{aligned} T1 &= 30.0000 \text{ }^\circ\text{C} &= 86.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ T2 &= 45.0000 \text{ }^\circ\text{C} &= 113.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_f &= \frac{86.0000 + 113.0000}{2.0000} \\ &= 99.5000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 s.d A.2-6 hal 855-866 pdf 871-872)

Sifat- sifat air pada $T_f = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}/37,5^\circ\text{C}$

| | | | |
|--------|---|----------|---------------------------------|
| ρ | = | 0.9931 | g/cm^3 |
| | = | 993.1075 | kg/m^3 |
| | = | 61.9995 | lb/ft^3 |
| μ | = | 0.6882 | cp |
| | = | 1.6648 | lb/ft.h |
| C_p | = | 0.9987 | $\text{cal/g}^\circ\text{c}$ |
| | = | 0.9987 | $\text{kcal/kg}^\circ\text{C}$ |
| | = | 0.9987 | $\text{BTU/lb}^\circ\text{F}$ |
| k | = | 0.3627 | $\text{BTU/h.ft}^\circ\text{F}$ |

(Lampiran B Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi)

Massa air pendingin yang dibutuhkan
(W_t) = 272,152.6937 kg/jam

Debit air pendingin yang dibutuhkan (F_{vp})

$$F_{vp} = \frac{W_t}{\rho}$$

$$= \frac{272,152.6937 \text{ kg/jam}}{993.1075 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 274.0415 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5-2,5 m/s

(Choulson, hal.pdf 241 1983)

Dipilih v

| | | |
|---|------------|------|
| = | 2.0000 | m/s |
| = | 7,200.0000 | m/h |
| = | 6.5620 | ft/s |

Luas permukaan aliran pipa

$$A = \frac{\text{Debit air pendingin}}{v}$$

$$= \frac{274.0415 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,200.0000 \text{ m/s}}$$

$$= 0.0381 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,0381}{3,14}}$$

$$= 0.2202 \text{ m}$$

$$= 8.6691 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1983), diambil ukuran pipa standar :

| | | | |
|------------|---|---------|-------------------------|
| NPS | = | 10.0000 | in |
| Sch Number | = | 40.0000 | |
| OD | = | 10.7500 | in |
| | = | 0.8955 | ft |
| ID | = | 10.0200 | in |
| | = | 0.8347 | ft |
| A' | = | 78.8000 | in^2 |
| | = | 0.5469 | ft^2 |
| a'' | = | 2.8140 | ft^2/ft |

Kecepatan alir massa air (Gt)

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{wt}{A'} \\
 &= \frac{600,096.6896}{0.5469 \text{ ft}^2} \times 3,600.0000 \text{ s} \quad \text{lb/h} \\
 &= 304.8127 \text{ lb/s.ft}^2 \\
 &= 1,097,325.6806 \text{ lb/h.ft}^2 \\
 \\
 v &= \frac{Gt}{\rho} \\
 &= \frac{304.8127 \text{ lb/ft}^2.\text{s}}{61.9995 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 4.9164 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung hi dan hio

Bilangan Reynold fluida dalam pipa

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0.8347 \text{ ft} \times 1,097,325.6806 \text{ lb/h.ft}^2}{1.6648 \text{ lb/ft.h}} \\
 &= 550,150.9596 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Dari gambar 20.2 (Kern, 1983), didapatkan nilai jH adalah 800.0000

$$\begin{aligned}
 hi &= jH \times (k/Di) \times [c.\mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0.14} \\
 hi &= \frac{0,3627 \text{ BTU}}{\text{ft.h}.\text{oF}} \times \frac{0,9987 \text{ BTU/lboF}}{1,6648 \text{ lb}} \times \left(\frac{1,6648 \text{ lb}}{\text{ft.h}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14} \\
 hi &= 577.4878 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{oF}
 \end{aligned}$$

Untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut:

$$hi = hi [1 + 3,5 (ID \text{ koil} / D \text{ spiral koil})]$$

Diketahui diameter spiral helix koil = 0,7-0,8 Dt (Rase, 1977), maka

$$\begin{aligned}
 D \text{ spiral koil} &= 0,8 \times IDt \\
 &= 0.8000 \times 6.4453 \text{ ft} \\
 &= 5.1563 \text{ ft} \\
 &= 1.5727 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned}
 hi &= hi \text{ pipa} [1 + 3,5 (ID \text{ koil} / D \text{ spiral koil})] \\
 &= 577,4878 \text{ BTU/ft}^2.\text{h}.\text{oF} \times \left(1 + 3,5 \times \left(\frac{0,8347 \text{ ft}}{5,1563 \text{ ft}} \right) \right) \\
 &= 904.6686 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{oF}
 \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa (hio)

$$\begin{aligned}
 hio &= hi \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 904.6686 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{oF} \times \frac{0.8347 \text{ ft}}{0.8955 \text{ ft}} \\
 &= 843.2353 \text{ BTU/h.ft}^2.\text{oF}
 \end{aligned}$$

Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 60.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 140.0000 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 60.0000 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 140.0000 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_1 &= 30.0000 \text{ } ^\circ\text{C} \\
&= 86.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
t_2 &= 45.0000 \text{ } ^\circ\text{C} \\
&= 113.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
\Delta t_1 &= 54.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
\Delta t_2 &= 27.0000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
\Delta_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\
&= \frac{(54 - 27)}{\ln(54/27)} \text{ } ^\circ\text{F} \\
&= 38.9528 \text{ } ^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Menghitung Uc dan Ud
Uc (Clean Overall Coefficient)

$$\begin{aligned}
U_c &= \frac{h_c \times h_{io}}{h_c + h_{io}} \\
&= \frac{904.6686 \times 843.2353}{904.6686 + 843.2353} \\
&= 436.4362 \text{ BTU/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Ud (Dirty Overall Coefficient)

$$\begin{aligned}
U_d &= 500.0000 \text{ BTU/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8 Kern 1983 hal 847}) \\
R_d &= 1/U_d - 1/U_c \\
&= 0.0020 - 0.0012 \\
&= 0.0008 \text{ BTU/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta_{LMTD}} \\
&= \frac{16,190,363.7479}{500.0000 \text{ BTU/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \times 38.9528 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
&= 831.2819 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Panjang koil (L)

$$\begin{aligned}
L &= \frac{A}{a''} \\
&= \frac{831.2819 \text{ ft}^2}{2.8140 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
&= 295.4093 \text{ ft} \\
&= 90.0998 \text{ m}
\end{aligned}$$

Volume koil

$$\begin{aligned}
&= \pi/4 \times \text{OD koil}^2 \times L \\
&= 3,14/4 \times (0,8955 \text{ ft})^2 \times 295,4093 \text{ ft} \\
&= 185.9520 \text{ ft}^3 \\
&= 5.2624 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Menentukan luas

$$\begin{aligned}
&= \pi \times D \text{ spiral koil} \times a'' \\
&= 3,14 \times 5,1563 \text{ ft} \times 2,8140 \text{ ft}^2/\text{ft}
\end{aligned}$$

$$= 45.5606 \text{ ft}^2$$

Menghitung jumlah lengkungan koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

$$DH = 0,7 - 0,8 \text{ ID reaktor}$$

Dipilih,

$$\begin{aligned} DH &= 0,8 \times \text{ID reaktor} \\ &= 0.8000 \quad \times \quad 6.4453 \quad \text{ft} \\ &= 5.1563 \quad \text{ft} \\ &= 1.5727 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Jarak antar lilitan (jsp)

$$Jsp = 1 - 1,5 \text{ OD}$$

Dipilih,

$$\begin{aligned} jsp &= 1 \times \text{OD koil} \\ &= 1.0000 \quad \times \quad 10.7500 \quad \text{in} \\ &= 10.7500 \quad \text{in} \\ &= 0.2731 \quad \text{m} \\ &= 0.8955 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Lhe &= 0,5 \pi \times (DH^2 + Jsp^2) + 0,5\pi DH \\ &= 0,5 \times 3,14 \times ((1,5727 \text{ m})^2 + (0,2731 \text{ m})^2) + 0,5 \times 3,14 \times 1,5727 \text{ m} \\ &= 6.4692 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Jumlah lilitan (Nt)

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{L}{Lhe} \\ &= \frac{90.0998 \text{ m}}{6.4692 \text{ m}} \\ &= 13.9276 \end{aligned}$$

Tinggi total koil (H koil)

Tinggi koil dikatakan minimum ketika tinggi lilitan tanpa jarak

$$\begin{aligned} H \text{ koil minimum} &= Nt \times \text{OD koil} \\ &= 13.9276 \quad \times \quad 10.7500 \quad \text{in} \\ &= 149.7216 \quad \text{in} \\ &= 3.8029 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Diameter jarak antar koil

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\ &= 0.0254 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ koil} &= H_{\text{min}} + (Nt-1) \times \text{jarak} \\ &= 4.1313 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan setelah ada koil

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan mula-mula} &= 8.1588 \quad \text{m}^3 \\ \text{setelah ada koil} &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume koil} \\ &= 8.1588 \quad \text{m}^3 + 5.2624 \\ &= 13.4212 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{dibagian} = \text{Volume cairan total} - \text{Volume head bawah}$$

$$\begin{aligned}
 &= 13.4212 \text{ m}^3 \\
 &= 12.9266 \text{ m}^3 \\
 \\
 \text{Penampang} &= \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \text{ reaktor} \\
 &= \frac{3,14}{4} \times 3.8625^2 \\
 &= 3.0321 \text{ m}^2 \\
 \\
 \text{Tinggi cairan dalam bagian reaktor} &= \frac{\text{VLs}}{A} \\
 &= \frac{12.9266 \text{ m}^3}{3.0321 \text{ m}^2} \\
 &= 4.2633 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder dan head bawah setelah ada koil} &= 4.2633 \text{ m} + 0.3348 \text{ m} \\
 &= 4.5981 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi, tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi koil (4,5981 m > 4,1313 m), sehingga koil tercelup semua.

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------------------|--|
| Kode | R-02 |
| Fungsi | Mengkonversi pati dan dekstrin menjadi dekstrosa dengan bantuan enzim glukoamilase |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 10,1985 m ³ |
| Jumlah | 4 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu operasi 60° |
| Dimensi tangki | |
| Diameter dalam | 1,9653 m |
| Diameter luar | 1,9812 m |
| Tinggi Silinder | 2,9718 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3348 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,3348 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 3,6859 m |
| Pengaduk | |
| Jenis | Flat six blade turbine with disk |
| Jumlah blade | 6 buah |
| Jumlah baffle | 4 buah |
| Diameter pengaduk | 0,5944 m |
| Lebar pengaduk | 0,1189 m |
| Panjang daun pengaduk | 0,1486 m |
| Jarak pengaduk dari dasar tangki | 0,6597 m |
| Lebar baffle | 0,1651 m |

Kecepatan pengaduk 40 rpm

Power pengaduk 0,5 Hp

Coil Pendingin

Diameter lilitan koil 1,5727 m

Panjang pipa koil 90,0998 m

Volume pipa koil 5,2624 m³

Jumlah lilitan koil #####

Jarak antar lilitan koil ¼ in

Tinggi koil 4,1313 m



15. Rotary Vacuum Drum Filter (RVDF)

| | | |
|--|---|--|
| Fungsi | = | Untuk memisahkan cake dari filtrat |
| Tipe | = | Rotary Drum Vacum Filter |
| Bahan | = | Carbon Steel |
| Kapasitas cake | = | 923.3043 kg/jam = 2,035.5166 lb/jam |
| ρ campuran | = | 1.4831 kg/L = 92.5899 lb/ft ³ |
| Rate cake | = | $\frac{2,035.5166 \text{ lb/jam}}{92.5899 \text{ lb/ft}^3}$ |
| | = | 21.9842 ft ³ /jam |
| | = | 0.3664 ft ³ /menit |
| Tebal cake | = | 0.2500 in (Perry, ed. 6 hal 19-79) |
| Dalam 1 menit terdapat 1/2 putaran maka untuk 1 jam = 60 menit x 1/2 putaran | = | 30.0000 putaran |
| S bahan yang diputar | = | $\frac{\text{kapasitas cake}}{\text{banyaknya putaran}}$ |
| | = | $\frac{2,035.5166 \text{ lb/jam}}{30.0000 \text{ putaran}}$ |
| | = | 67.8506 lb/putaran |
| Volume bahan yang diputar | = | $\frac{\text{S bahan yang diputar}}{\rho \text{ campuran}}$ |
| | = | $\frac{67.8506 \text{ lb/putaran}}{92.5899 \text{ lb/ft}^3}$ |
| | = | 0.7328 ft ³ /jam |
| Luas cake | = | $\frac{\text{vol cake}}{\text{tebal cake}}$ |
| | = | $\frac{0.7328 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,25/12}$ |
| | = | 35.1747 ft ² |
| | = | 3.2677 m ² |
| Luas drum | = | 2 x phi x D x L |
| Dari ulrich tabel 4-23 hal 222 diperoleh D = 1 m = 3.2808 ft | | |
| 3.2677 | = | 3.14 x 1 x L |
| L | = | 1.0407 m ² |
| | = | 1.0201 m |

Menentukan power total

| | | | |
|-------------|---|-----------------------------|----------------------|
| Power total | = | $A^{0.75} - 2A^{0.75}$ | (Ulrich, tabel 4-23) |
| Dipilih | = | $A^{0.75}$ | |
| | = | $(0.5727)^{0.75}$ | |
| | = | 1.0151 kw x 1 Hp/0.74570 Kw | |
| | = | 1.3612 Hp | |
| | = | 1.0000 Hp | |

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|------------------------------------|
| Kode | P-11 |
| Fungsi | Untuk memisahkan cake dari filtrat |
| Tipe | Rotary Drum Vacuum Filter |
| Bahan | Carbon steel |
| Jumlah | 1 buah |
| Volume bahan | 0,73 m ³ /jam |
| Luas cake | 3,27 m ² |
| Luas drum | 1,04 m ² |
| Diameter drum | 1 m |
| Daya total | 1,5 Hp |



16. Tangki Penampung I

| | | |
|------------------|---|---|
| Fungsi | : | Menampung filtrat dari Rotary Vacuum Drum Filter sebelum masuk ke ion exchanger I |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless Steel SA 167 tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | : | 36.6213 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 55°C = 0.9857 kg/L

Feed tangki penampung I

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4785 | 1.6819 |
| Air | 28,870.1411 | 0.9857 | 29,290.4592 |
| Protein | 1.8856 | 0.8772 | 2.1495 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7885 | 0.7622 |
| Abu | 2.6163 | 1.3799 | 1.8960 |
| CaCl ₂ | 0.2239 | 2.1191 | 0.1057 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5179 | 0.3882 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5179 | 232.2189 |
| Dekstrosa | 10,791.6819 | 1.5376 | 7,018.4597 |
| α-amilase | 0.0828 | 1.2321 | 0.0672 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1828 | 0.0511 |
| HCl | 0.0360 | 1.2498 | 0.0288 |
| Total | 40,022.8903 | | 29,297.0546 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{40,022.8903 \text{ kg}}{29,297.0546 \text{ L}} \\
 &= 1.3661 \text{ kg/L} \\
 &= 1,366.1063 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ larutan} &= 4.2610 \text{ cP} \\
 &= 0.0029 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0043 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 29,297.0546 \text{ L} \\
 &= 29.2971 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 29.2971 \text{ m}^3 \\
 &= 36.6213 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

(Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

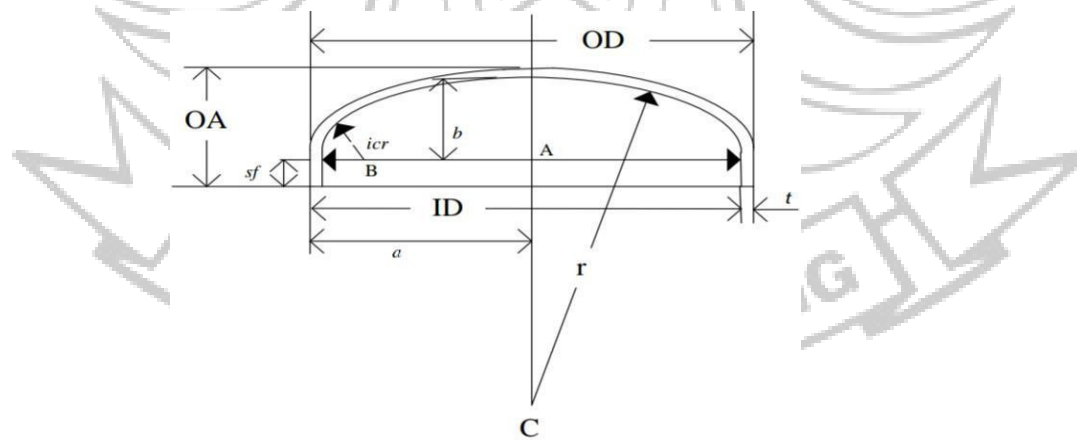
$$\begin{aligned} \text{Digunakan dimensi } H_s/D_s &= 1.5000 \\ \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\ &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\ &= 1.1775 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{4}h\right) (3r-h) \\ \text{berbentuk standart} & \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown} \\ \text{dished head} & \text{radius dan harga } h = 0,169d) \\ &= \left(\frac{\pi}{4}\right)(0,169D^2) (3(D-0,169D)) \\ &= 0.0636 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\ 36.6213 \text{ m}^3 &= 1.1775 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0.0636 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ 36.6213 \text{ m}^3 &= 1.3047 \quad D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ D_s^3 &= \frac{36.6213 \text{ m}^3}{1.3047 \text{ m}^3} \\ D_s^3 &= 28.0688 \text{ m} \\ D_s &= 3.0391 \text{ m} \\ &= 119.6485 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 120.0000 \text{ in} \\ &= 3.0480 \text{ m} \\ \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1.5 \cdot D_s \\ &= 1.5000 \times 120.0000 \text{ in} \\ &= 180.0000 \text{ in} \\ &= 4.5720 \text{ m} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (H}_d) &= 0.1690 \quad D \\ \text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \quad OD \\ &= 0.1690 \times 120.0000 \text{ in} \\ &= 20.2800 \text{ in} \\ &= 0.5151 \text{ m} \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned} H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\ &= 20.2800 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.5151 \text{ m} \\
 \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 D_s^3 \cdot m^3 \\
 \text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 28.3168 \text{ m}^3 \\
 &= 1.8010 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\
 &= 29.2971 \text{ m}^3 - 1.8010 \text{ m}^3 \\
 &= 27.4961 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\
 &= \frac{27.4961 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 9.2903 \text{ m}^2} \\
 &= 3.7703 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_i\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\
 &= 3.7703 \text{ m} + 0.5151 \text{ m} \\
 &= 4.2854 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\
 &= (4,5720 + 0,5151 + 0,5151) \text{ m} \\
 &= 5.6022 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_a)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_i \\
 &= 1,366.1063 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 4,0811 \text{ m} \\
 &= 57,371.9123 \text{ N/m}^2 \\
 &= 8.3211 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 14.7 \text{ psi} \\
 P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14.7 \text{ psi} + 8,3211 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 23.4371 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi = Stainless steel
Spesifikasi = SA 167 Tipe 304 Grade 3
Sambungan las = Double welded butt joint

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$\begin{aligned}
 f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \quad (40^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F}) \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250
 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C \\
 &= \frac{23.4371 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{2 \times (18.750 \times 0,8 + 0,4 \times 23,4371 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2187 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 120.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in} \\
 &= 119.2500 \text{ in} \\
 &= 3.0290 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = OD = 120 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 23,4371 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 23,4371 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2910 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 \text{(standart)} &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Pada tabel 5.7 Brownell

$$t_{\text{head atas}} = \frac{3}{8} \text{ in}, r = 114.0000$$

Sehingga perlu dilakukan perhitungan ulang tebal tutup atas

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 23,4371 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{(18.207,5 \times 0,8 - 0,1 \times 23,4371 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2910 \text{ in} = \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $OD = 120 \text{ in}$, maka :

$$\text{icr} = 6.8750 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $\frac{3}{8} \text{ in}$ didapat

$sf = 1,5-3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{T silinder} + \text{T tutup atas} + \text{T tutup bawah} + \text{sf} \\
&= 180 \text{ in} + 20,2800 \text{ in} + 20,2800 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
&= 222.3100 \text{ in} \\
&= 5.6467 \text{ m}
\end{aligned}$$

**3. Perhitungan diameter nozzle
Inlet dan outlet nozzle**

Rate larutan = 40,022.8903 kg/jam

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned}
\rho \text{ larutan} &= 1.3661 \text{ kg/L} \\
&= 85.2833 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

μ larutan (Perry's 5th ed hal 3.247)

$$\frac{\mu_m}{\mu_i} = \frac{1 + 0.5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4}$$

Dimana :

- μ_m = Viskositas campuran (Cp)
- μ_i = Viskositas air (Cp)
- ϕ_s = Volume fraksi padatan

$$\begin{aligned}
\phi_s &= \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} \\
&= \frac{11,152.7492}{28,870.1411} \\
&= 0.3863
\end{aligned}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned}
\mu_i &= 0.5066 \text{ cp} \quad (\mu \text{ air } 55^\circ\text{C}) \\
\mu_m &= \frac{1 + 0,5\phi_s}{(1 - \phi_s)^4} \times \mu_i \\
&= \frac{1 + 0,5(0,3863)}{(1 - 0,3863)^4} \times 0.5066 \text{ cp} \\
&= 4.2610 \text{ cp} \\
&= 0.0029 \text{ lb/ft.s} \\
&= 0.0043 \text{ kg/m.s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik (Q}_f\text{)} &= \frac{40,022.8903 \text{ kg/jam}}{1.3661 \text{ kg/L}} \\
&= 29,297.0546 \text{ L/jam} \\
&= 0.2873 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

- $D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in
- Q_f : fluid flow rate, ft³/s
- ρ : fluid density, lb/ft³

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,2873 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (85,2833 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3.9656 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.0000 \text{ in} &= 0.3332 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.3640 \text{ in} &= 0.2802 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.25\pi D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0616 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.2873 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2} \\ &= 4.6604 \text{ ft/s} \\ &= 279.6249 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{85.2833 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 4.6604 \text{ ft/s}}{0.0029 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}} \\ &= 38,897.7404 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3.5 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | ST-02 |
| Fungsi | Menampung filtrat dari Rotary Vacuum Drum Filter sebelum masuk ke ion exchanger I silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bentuk | |
| Bahan Konstruksi | Stainless Steel SA 167 tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 36,6213 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 55°C |
| Diameter dalam | 3,0290 m |
| Diameter luar | 3,0480 m |
| Tinggi Silinder | 4,5720 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,5151 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,5151 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | |

17. Kation Exchanger I

| | | |
|------------------|---|--|
| Fungsi | = | Menghilangkan kation-kation pengotor |
| Bentuk | = | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head |
| Bahan | = | 304 grade 3 (SA 167) |
| Kapasitas | = | 40,022.8903 kg/jam |
| | = | 88,250.4732 lb/jam |
| Densitas larutan | = | 1.3657 kg/L |
| | = | 85.2579 lb/ft ³ |
| viskositas, m | = | 4.2476 cP |
| Rate volumetrik | = | 1,035.1000 ft ³ /jam |

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin :

| | | |
|-------------------------|---|--|
| bulk density | = | 0,74 - 0,85 kg/L |
| | = | 50 - 90 °C |
| suhu operasi optimal | = | 0.7000 eq/L wet resin |
| kapasitas exchange | = | 0.0041 kg/jam |
| Jumlah kation per jam | = | BE H ⁺ = 1.0000 |
| Waktu regenerasi | = | 30.0000 hari |
| Jumlah kation | = | 2.9245 kg = 2.9245 eq |
| Volume resin dibutuhkan | = | $\frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$ |
| | = | $\frac{2.9245 \text{ eq}}{0.7000 \text{ eq/L}}$ |
| | = | 4.1778 L |
| | = | 0.1475 ft ³ |
| Space velocity | = | 10.0000 per jam |
| Tinggi bed minimal | = | 24.0000 in |
| | = | 2.0000 ft |
| Volume bed | = | $\frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$ |
| | = | $\frac{1,035.2475 \text{ ft}^3/\text{jam}}{10.0000 \text{ 1/jam}}$ |
| | = | 103.5247 ft ³ |
| Luas bed | = | $\frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$ |
| | = | $\frac{103.5247 \text{ ft}}{2.0000 \text{ ft}^3}$ |
| | = | 51.7624 ft ² |
| Luas penampang bed | = | $\pi/4 \times D^2$ |
| D | = | 8.1203 ft |

Menentukan dimensi tangki :

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi = 1.5000

Hs/Ds

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi D_s^2 H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 1.1775 D^3 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= \text{Volume dish head} \\ &= 0.0636 D_s^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 8.1203 \quad \text{ft} &= 97.4436 \quad \text{in} \\ \text{Diambil diameter} &= 102.0000 \quad \text{in} \\ \text{standar (OD)} &= 2.5908 \quad \text{m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi bagian silinder} &= 153.0000 \quad \text{in} \\ \text{tangki (Hs)} &= 3.8862 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= 0.1690 \quad \text{OD} \\ \text{(Hd)} &= 17.2380 \quad \text{in} \\ &= 0.4378 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian konikal (tutup bawah) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah} &= \frac{0,5 D}{\text{tg } (0,5a)} \\ \text{(Hk)} &= \frac{0,5 \text{ OD}}{\text{tg } (0,5a)} \\ &= \frac{0.5000 \times 102.0000 \text{ in}}{\text{tg } (0,5 \times 120)} \\ &= 29.4449 \quad \text{in} \\ &= 0.7479 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= (3,89 + 0,44 + 0,75) \quad \text{m} \\ &= 5.0719 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tangki :

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= 0.1500 \quad \text{atm} && \text{(Fakhrur risya, 2020)} \\ &= 2.2044 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perencanaan} &= 1.0500 \quad \times \quad P \text{ hidrostatik} \\ \text{(Pd)} &= 2.3146 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki :

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Doble welded butt joint} \\ f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

(App D Brownell Young)

$$\begin{aligned} C &= 0.1250 \\ &= 0.1250 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 13.2)

$$E = 0.8000$$

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times \text{OD}}{2 \times (f \times E + 0,4\pi)} + C \\
&= \frac{2.3146 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31)} + 0.1250 \\
&= 0.1329 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head

Dianggap $r = \text{OD}$

(Brownell & Young Pers. 13.12)

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f \times E - 0,1\pi)} + c \\
&= \frac{0,885 \times 2,31 \times 102}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 2,31)} + 0.1250 \\
&= 0.1389 \text{ in}
\end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
\text{Tebal tutup atas standar} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\
&= 0.3125 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in adalah :

$$\begin{aligned}
i_{cr} &= 5.8750 \text{ in} \\
r &= 96.0000 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat $sf = 1,5-3$ in maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Brownell & Young Pers. 6.154)

$$\begin{aligned}
t_{\text{head bawah}} &= \frac{\pi \times \text{OD}}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4\pi)} + C \\
&= \frac{2,31 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31 \text{ psi})} + 0.1250 \\
&= 0.1407 \text{ in}
\end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
\text{Tebal tutup bawah standar} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
&= 0.3125 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\
&= 153 \text{ in} + 17,24 \text{ in} + 29,44 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
&= 201.4329 \text{ in} \\
&= 5.1164 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle :

Inlet dan outlet sama

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

r : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13} \\ &= 3.9000 \quad \times \quad 0.5707 \quad \times \quad 1.7824 \\ &= 3.9670 \quad \text{in} \\ &= 0.3305 \quad \text{ft} \\ &= 0.1008 \quad \text{m} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.0000 \quad \text{in} &= 0.3332 \quad \text{ft} \\ \text{ID} &= 3.3640 \quad \text{in} &= 0.2802 \quad \text{ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0616 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.2875 \quad \text{ft}^3/\text{s}}{0.0616 \quad \text{ft}^2} \\ &= 4.6645 \quad \text{ft/s} \\ &= 279.8720 \quad \text{ft/min} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{85.2579 \quad \text{lb}/\text{ft}^3 \times 0.2802 \quad \text{ft} \times 4.6645 \quad \text{ft/s}}{0.0029 \quad \text{lb}/\text{ft}\cdot\text{s}} \\ &= \text{#####} \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3,5 inch sch 80

Spesifikasi

Kode
Fungsi
Bentuk
Bahan konstruksi

Keterangan

IE-11
Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa
Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Stainless steel SA 304 grade 3

Kapasitas 40.022,89 kg/jam
 Jumlah 1 buah
 Kondisi operasi Tekanan 1 atm dan suhu 85°C

Dimensi kation exchanger

Diameter dalam 2,5811 m
 Diameter luar 2,5900 m
 Tinggi Silinder 3,8900 m
 Tebal silinder 5/16 in
 Tinggi tutup atas 0,4400 m
 Tebal tutup atas 5/16 in
 Tinggi tutup bawah 0,7500 m
 Tebal tutup bawah 5/16 in
 Tinggi total 5,1200 m

Spesifikasi bed

Luas bed 4,8086 m²
 Volume bed 2,9313 m³
 Tinggi bed 0,6096 m
 Diameter bed 2,4749 m



18. Anion Exchanger 1

Fungsi = Menghilangkan anion-anion pengotor
 Bentuk = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°C
 Bahan = 304 grade 3 (SA 167)

| | | | |
|------------------|---|-------------|----------------------|
| Kapasitas | = | 40,022.8120 | kg/jam |
| | = | 88,250.3004 | lb/jam |
| Densitas larutan | = | 1.3657 | kg/L |
| | = | 85.2579 | lb/ft ³ |
| viskositas, m | = | 4.2476 | cP |
| Rate volumetrik | = | 1,035.0980 | ft ³ /jam |

Digunakan resin penukar anion basa kuat

Spesifikasi resin

| | | | |
|----------------------|---|-------------|----------------|
| bulk density | = | 0,74 - 0,85 | kg/L |
| suhu operasi optimal | = | 60 - 80 | °C |
| kapasitas exchange | = | 1.3000 | eq/L wet resin |

| | | | | | |
|-----------------------|---|--------|--------|---------------------|--------|
| Jumlah kation per jam | = | 0.0849 | kg/jam | BE H ⁺ = | 1.0000 |
|-----------------------|---|--------|--------|---------------------|--------|

| | | | | | | |
|------------------|---|---------|------|---|---------|----|
| Waktu regenerasi | = | 30.0000 | hari | | | |
| Jumlah kation | = | 61.1280 | kg | = | 61.1280 | eq |

| | | | |
|-------------------------|---|--|-----------------|
| Volume resin dibutuhkan | = | $\frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$ | |
| | = | $\frac{61.1280}{1.3000}$ | eq |
| | = | 47.0215 | L |
| | = | 1.6599 | ft ³ |

| | | | |
|--------------------|---|---------|---------|
| Space velocity | = | 10.0000 | per jam |
| Tinggi bed minimal | = | 24.0000 | in |
| | = | 2.0000 | ft |

| | | | |
|------------|---|--|----------------------|
| Volume bed | = | $\frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$ | |
| | = | $\frac{1,036.7578}{10.0000}$ | ft ³ /jam |
| | = | 103.6758 | ft ³ |

| | | | |
|----------|---|---|-----------------|
| Luas bed | = | $\frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$ | |
| | = | $\frac{103.6758}{2.0000}$ | ft |
| | = | 51.8379 | ft ² |

| | | | |
|--------------------|---|--------------------|----|
| Luas penampang bed | = | $\pi/4 \times D^2$ | |
| D | = | 8.1262 | ft |

Menentukan dimensi tangki :

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

| | | |
|-------------------|---|--------|
| Digunakan dimensi | = | 1.5000 |
|-------------------|---|--------|

Hs/Ds

| | | | |
|----------------------|---|--|-------------------------------|
| Volume silinder (Vs) | = | $1/4 \pi Ds^2 H$ | |
| | = | $0,25 \times \pi \times D^2 \times 1,5D$ | |
| | = | 1.1775 | D ³ m ³ |

| | | | |
|--------------|---|------------------|-----------------|
| Volume tutup | = | Volume dish head | |
| | = | 0.0636 | Ds ³ |

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 8.1262 \text{ ft} &= 97.5147 \text{ in} \\ \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 102.0000 \text{ in} \\ &= 2.5908 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi bagian silinder tangki (Hs)} &= 1,5 \times Ds \\ &= 153.0000 \text{ in} \\ &= 3.8862 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0.1690 \text{ OD} \\ &= 17.2380 \text{ in} \\ &= 0.4378 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian konikal (tutup bawah) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah (Hk)} &= \frac{0,5 D}{\text{tg}(0,5a)} \\ &= \frac{0,5 \text{ OD}}{\text{tg}(0,5a)} \\ &= \frac{0.5000 \times 102.0000 \text{ in}}{\text{tg}(0,5 \times 120)} \\ &= 29.4449 \text{ in} \\ &= 0.7479 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= Hs + Hd + Hk \\ &= (3,8862 + 0,4378 + 0,7479) \text{ m} \\ &= 5.0719 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tangki (Pd) :

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatisnya

$$\begin{aligned} \text{P hidrostatik} &= 0.1500 \text{ atm} && \text{(Fakhrur risya, 2020)} \\ &= 2.2044 \text{ psi} \\ \text{P atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ \text{Pd} &= \text{P atm} + \text{P hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 2,2044 \text{ psi} \times \frac{5.0000}{100.0000} \\ &= 0.8452 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki :

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Doble welded butt joint} \\ \text{f allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Brownell Young App D)

$$\begin{aligned} C &= 0.1250 \\ &= 0.1250 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Tabel 13.2)

$$E = 0.8000$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{\text{Pd} \times \text{OD}}{2 \times (\text{f} \times \text{E} + 0,4 \text{ Pd})} + C \\ &= \frac{0.8452 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 0,8452)} + 0.1250 \\ &= 0.1279 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head

Dianggap $r = OD$

(Brownell & Young Pers. 13.12)

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1\pi)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 0,8452 \times 102}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 0,8452)} + 0.1250 \\
 &= 0.1301 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas stand} &= 5 \text{ in} \\
 &= 16 \text{ in} \\
 &= 0.3125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in adalah :

$$\begin{aligned}
 icr &= 6.1250 \text{ in} \\
 r &= 96.0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 5/16 in didapat $sf = 1,5-2$ in maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Brownell & Young Pers. 6.154)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head bawah}} &= \frac{Pd * OD}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4 Pd)} + C \\
 &= \frac{0,8452 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 0,8452 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1307 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah sta} &= 5 \text{ in} \\
 &= 16 \text{ in} \\
 &= 0.3125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + sf \\
 &= 153 \text{ in} + 17,2380 \text{ in} + 29,4449 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 201.4329 \text{ in} \\
 &= 5.1164 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle :

Inlet dan outlet sama

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

r : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13} \\
 &= 3.9000 \times 0.5707 \times 1.7824 \\
 &= 3.9670 \text{ in} \\
 &= 0.3305 \text{ ft} \\
 &= 0.1008 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3,5 in sch 80maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.0000 \text{ in} &= 0.3332 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.3640 \text{ in} &= 0.2802 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0616 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.2875 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0616 \text{ ft}^2} \\ &= 4.6645 \text{ ft/s} \\ &= 279.8714 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{85.2579 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2802 \text{ ft} \times 4.6645 \text{ ft/s}}{0.0029 \text{ lb/ft.s}} \\ &= \text{#####} \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3.5 inch sch 80



Spesifikasi

| | |
|--------------------------|---|
| Kode | IE-12 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished hea |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 40.022,8120 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 2,5749 m |
| Diameter luar | 2,5908 m |
| Tinggi Silinder | 3,8862 m |

Keterangan

| | |
|--------------------|-----------------------|
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4378 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,7479 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 5,1164 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 4,8158 m ² |
| Volume bed | 2,9357 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 2,4768 m |



19. EVAPORATOR I

| | | |
|----------|---|--|
| Fungsi | = | Memekatkan kadar larutan dekstrosa keluar dari reaktor menjadi 50% |
| Material | = | Carbon Steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | = | 1.0000 buah |
| Tipe | = | Vertical Long Tube Evaporator |

Menghitung luas permukaan untuk evaporator tiap efek :

| | | |
|----|---|--------------------------|
| A1 | = | 10.0886 m ² |
| | = | 108.5927 ft ² |
| A2 | = | 8.3564 m ² |
| | = | 89.9475 ft ² |

Dari perhitungan di atas, maka luas permukaan perpindahan panas rata-rata yang digunakan adalah:

| | | |
|---|---|-------------------------|
| A | = | 9.2225 m ² |
| | = | 99.2701 ft ² |

EFEK 1

| | | |
|--|---|--------------------|
| Suhu F masuk evaporator, T _F | = | 55.0000 °C |
| Saturated steam bersuhu, T _{st} | = | 147.9000 °C |
| Rate feed, F | = | 40,022.7178 kg/jam |
| | = | 88,234.0836 lb/jam |
| Rate steam, S | = | 32,285.1384 kg/jam |
| | = | 71,175.8160 lb/jam |

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

| | | | | |
|-------------------------------|---|--------------------------|---------------------|--------------|
| Panjang tube (L) | = | 10.0000 ft | range 3-10 | (Geankoplis) |
| | = | 3.0480 m | | |
| Diameter (OD) | = | 0.7500 in | | (Kern, 1950) |
| Pitch | = | 1 in trianguar pitch | | |
| Untuk OD 3/4, BWG 16, maka : | | in ² | (tabel 10, kern) | |
| flow area tube (a't) | = | 0.3020 ft ² | | |
| Surface per lin (a''t) | = | 0.1623 ft | | |
| ID | = | 0.6200 in | | |
| | = | 0.0157 m | | |
| | = | 0.0516 ft | | |
| | = | 0.0650 in | | |
| Wall thickness (ketebalan) | | | | |
| Jumlah tube (N _t) | = | $\frac{A}{L \cdot a''t}$ | | |
| | = | 10.0000 | $\frac{99.2701}{x}$ | 0.1623 |
| | = | 61.1646 | | |

Drum Evaporator

Akan direncanakan material dari High Alloy Steel dengan tutup atas bawah berbentuk elliptical dished head.

| | | |
|------------------|---|-------------------------|
| Bahan | = | Carbon Steel |
| Tipe | = | SA-283 Grade C Tipe 304 |
| | = | 40,022.7178 kg/jam |
| Rate bahan masuk | = | 88,234.0836 lb/jam |

Direncanakan waktu tinggal dalam drum = 1.0000 jam

$$\begin{aligned} \rho &= 1.0950 \text{ kg/L} \\ &= 1,095.0000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 68.3499 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas drum :} &= m/\rho \\ &= 1,290.9175 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi drum evaporator terisi 75% liquid sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume drum} &= \frac{1,290.9175 \text{ ft}^3}{0.7500} \\ &= 1,721.2234 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil, } H &= 1,5 D \text{ brownell hal. Pdf 102} \\ k &= a/b = 2.0000 \end{aligned}$$

Mencari tinggi silinder :

$$\begin{aligned} V &= p/4 \times D^2 \times H + 2 \times [1/6 \times (2 + k^2)] \\ &= p/4 \times 1,5 D^3 + 1/3 \times (2 + k^2) \\ 1,721.2234 &= 1.1775 D^3 + 2.0000 \\ D^3 &= 1,461.7608 \\ D &= 8.9015 \text{ ft} \\ &= 2.7132 \text{ m} \\ &= 106.8177 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka digunakan OD silinder} &= 108.0000 \text{ in} \\ &= 8.9964 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 D \\ &= 13.4946 \text{ ft} \\ &= 4.1132 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid yang ditampung :

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= p/4 \times D^2 H_L + [1/6 \times (2 + k^2)] \\ 1,290.9175 &= p/4 \times 80.9352 \times H_L + 1.0000 \\ 1,290.9175 &= 64.5341 \times H_L \\ H_L &= 20.0036 \text{ ft} \\ &= 6.0971 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 8.1 Brownell & Young, untuk $a/b = 2$, maka $rc/d = 0,9$

$$rc = 97.2000 \text{ in}$$

Menghitung tinggi tutup :

$$\begin{aligned} H_t &= OD / 6 \\ &= 18.0000 \text{ in} \\ &= 1.4994 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi total drum :

$$\begin{aligned} H \text{ total} &= H_s + 2H_t \\ &= 13.4946 + 2 \times 1.4994 \\ &= 16.4934 \text{ ft} \\ &= 5.0272 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal drum (beroperasi pada kondisi vakum)

Silinder

$$\begin{aligned} \text{Trial } t &= 0.6250 \text{ in} \\ &= 0.0159 \text{ m} \\ 1/D &= 1.5000 \\ D/ts &= 6,728.6613 \end{aligned}$$

Untuk bahan Carbon Steel SA-283 Grade C Tipe 304,

$$\begin{aligned} \text{Yield Strength} &= 55,000.0000 \text{ psi} \\ T &= 300.0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0002 \\ B &= 3,200.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= B/(D/ts) \\ &= 3.200/170.9083 \\ &= 0.4756 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena $P \text{ allowable} > 14.696 \text{ psi}$ maka $ts = 5/8 \text{ in}$ memenuhi. (brownell and young, 1959)

Tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dished head dengan $a/b = 2$

$$\begin{aligned} \text{Tutup tebal tutup (} t_h \text{)} &= 0.7500 \text{ in} \\ &= 0.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{rc}{100 t_h} &= \frac{97.2000 \text{ in}}{100 \times 0.75 \text{ in}} \\ &= 1.2960 \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0001 \\ B &= 1,500.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= B/(r/t_h) \\ &= 1.500/1.2960 \\ &= 1,157.4074 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena $P \text{ allowable} > 14.696 \text{ psi}$ maka $t_h = 3/4 \text{ in}$ memenuhi.
Dengan demikian tebal tutup atas = tebal tutup bawah = $3/4 \text{ in}$

EFEK 2

$$\begin{aligned} \text{Suhu F masuk evaporator, } T_2 &= 54.3537 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 108.8726 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Saturated steam bersuhu, T_{s2}

$$\begin{aligned} \text{Rate feed, } L_1 &= 14,520.9471 \text{ kg/jam} \\ &= 32,012.8799 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate steam, } V_1 &= 25,501.7707 \text{ kg/jam} \\ &= 56,221.2036 \text{ lb/jam} \\ \text{Air diuapkan, } V_2 &= 3,368.4635 \text{ kg/jam} \\ \text{Liquid tersisa, } L_2 &= 11,152.4836 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Panjang tube (L)} &= 10.0000 \text{ ft} && (\text{Geankoplis}) \\ &= 3.0480 \text{ m} \\ \text{Diameter (OD)} &= 0.7500 \text{ in} && (\text{Kern, 1950}) \end{aligned}$$

Pitch = 1 in trianguar pitch (Kern, 1950. Tabel 9)

Untuk OD 3/4, BWG 16, maka :

flow area tube (a't) = 0.3020 ft²
 Surface per lin inside (a''t) : = 0.1623 ft
 ID = 0.6200 in
 = 0.0157 m
 = 0.0516 ft
 = 0.0650 in

Wall thickness (ketebalan)

Jumlah tube (N_t) = $\frac{A}{L \times a''t}$
 = $\frac{99.2701}{10.0000 \times 0.1623}$
 = 61.1646

Drum Evaporator

Akan direncanakan material dari High Alloy Steel dengan tutup atas bawah berbentuk elliptical dished head.

Bahan : Carbon Steel
 Tipe : SA-283 Grade C Tipe 304

Rate bahan masuk = 14,520.9471 kg/jam
 = 32,012.8799 lb/jam

Direncanakan waktu tinggal dalam drum = 1.0000 jam
 $r = \frac{14,520.9471 \text{ kg/jam}}{1.0000 \text{ jam}} = 1.0950 \text{ kg/L}$
 $= 1,095.0000 \text{ kg/m}^3$
 $= 68.3499 \text{ lb/ft}^3$

Kapasitas drum : = $\frac{m}{r}$
 = 468.3676 ft³

Asumsi drum evaporator terisi 75% liquid sehingga :

Volume drum = $\frac{468.3676 \text{ ft}^3}{0.7500}$
 = 624.4902 ft³

Diambil, H = 1,5 D
 k = a/b = 2.0000

Mencari tinggi silinder :

$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H + 2 \times \left[\frac{1}{6} \times (2 + k^2) \right]$
 $= \frac{\pi}{4} \times 1,5 D^3 + \frac{1}{3} \times (2 + k^2) D^3$
 624.4902 = 1.1775 D³ + 2.0000
 D³ = 528.6541
 D = 6.5607 ft
 = 1.9997 m
 = 78.7285 inch

(Brownell & Young, tabel 5.7)

Maka digunakan OD silinder = 84.0000 in
 = 6.9972 ft

H_s = 1,5 D
 = 10.4958 ft
 = 3.1991 m

Menentukan tinggi liquid yang ditampung :

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= p/4 \times D^2 H_L + [1/6 \times (2 + k^2)] \\ 468.3676 &= p/4 \times 48.9608 \times H_L + 1.0000 \\ 468.3676 &= 39.4342 \times H_L \\ H_L &= 11.8772 \text{ ft} \\ &= 3.6202 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 8.1 Brownell & Young, untuk $a/b = 2$, maka $rc/d = 0.9$

$$rc = 75.6000 \text{ in}$$

Menghitung tinggi tutup :

$$\begin{aligned} H_t &= OD / 6 \\ &= 14.0000 \text{ in} \\ &= 1.1662 \text{ ft} \\ &= 0.3555 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi total drum :

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= H_s + 2H_t \\ &= 10.4958 + 2 \times 1.1662 \\ &= 12.8282 \text{ ft} \\ &= 3.9100 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal drum (beroperasi pada kondisi vakum)

Silinder

$$\begin{aligned} \text{Trial } t &= 0.6250 \text{ in} \\ &= 0.0159 \text{ m} \\ 1/D &= 1.5000 \\ D/ts &= 4,959.2642 \end{aligned}$$

Untuk bahan Carbon Steel SA-283 Grade C Tipe 304,

$$\begin{aligned} \text{Yield Strength } T &= 55,000.0000 \text{ psi} \\ &= 300.0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0003 \\ B &= 4,200.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{allowable}} &= B/(D/ts) \\ &= 4.200/125,9656 \\ &= 0.8469 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena $P_{\text{allowable}} > 14.696 \text{ psi}$ maka $ts = 5/8 \text{ in}$ memenuhi.

Tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dished head dengan $a/b = 2$

$$\begin{aligned} \text{Trial tebal tutup } (t_h) &= 0.7500 \text{ in} \\ &= 0.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{rc}{100 t_h} &= \frac{75.6000 \text{ in}}{100 \times 0,75 \text{ in}} \\ &= 1.0080 \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0001 \\ B &= 870.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ allowable} &= B/(r/t_h) \\
 &= 2.500/1,0080 \\
 &= 863.0952 \quad \text{psi} \quad (\text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

Karena $P \text{ allowable} > 14.696 \text{ psi}$ maka $t_h = 3/8 \text{ in}$ memenuhi.
 Dengan demikian tebal tutup atas = tebal tutup bawah = $3/8 \text{ in}$

Spesifikasi

Keterangan

| | |
|------------------|---|
| Kode | FE-11 dan FE-12 |
| Fungsi | Memekatkan kadar larutan dekstrosa yang keluar dari reactor menjadi 50% |
| Tipe | Vertical long tube evaporator |
| Bahan konstruksi | Carbon steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | 1 buah |
| Efek I | |
| Luas permukaan | 10,0886 m ² |
| Feed | 40.022,7178 kg/jam |
| Steam | 32.285,1384 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16.0000 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |
| Jumlah tube | 61.0000 |
| OD silinder | 2,7432 m |
| Tebal silinder | 0,0159 m |
| Efek II | |
| Luas permukaan | 8,3564 m ² |
| Feed | 14.520,9471 kg/jam |
| Steam | 25.501,7707 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16.0000 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |
| Jumlah tube | 61.0000 |
| OD silinder | 2,1336 m |
| Tebal silinder | 0,0159 m |



20. Barometric Condensor I

Fungsi = Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator 1
 Tipe = Counter-current dry air condenser
 Bahan = Carbon Steel

Kondisi Operasi :

T uap air : = 52.0000 °C
 P uap air : = 13.7132 kPa
 T air pendingin pendingin (masuk) = 30.0000 °C
 T air pendingin pendingin (keluar) = 45.0000 °C

Menghitung kebutuhan air pendingin

T_{s3} = 51.9087 °C
 l_{s2} = 534.3067 kkal/kg
 V_2 = 3,368.4635 kg/jam

Panas laten yang ditransfer ke kondensor = $V_2 \times l_{s2}$
 = 3,368.4635 x 534.3067
 = ##### kkal/jam

Air pendingin yang dibutuhkan = ##### kg/jam
 Komposisi air masuk:
 Uap dari efek 2 = 3,368.4635 kg/jam
 Air pendingin = ##### kg/jam

Tinggi dan diameter badan kondensor :

Laju alir massa uap = 3,368.4635 kg/jam
 = 7,426.1146 lb/jam

Dari Hugot, tabel 134 diperoleh tinggi body condensor

= 8.0000 ft
 = 96.0000 inch
 = 2.4384 m

Luas penampang kondensor :

S = 1,7 ft²/ton uap yang diembunkan tiap jam
 = $\frac{1,7 \text{ ft}^2 \times 3.368,463 \text{ kg/jam}}{1,000.0000}$
 = 5.7264 ft²

D = 32.0000 in (Hugot, 1960. Tabel 41.3)
 = 0.8128 m

Perhitungan pipa uap :

Laju alir = 3,368.4635 kg/jam
 massa uap = 7,426.1146 lb/jam
 = 2.0628 lb/s

Kecepatan normal uap dalam vakum = 26.0000 in (Hugot, tabel 41.4)

$$\begin{aligned} \text{di dapat densitas uap, } r &= 0.0062 \text{ lb/ft}^3 \\ v &= 165.0000 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume uap } V &= \frac{Q}{r} \\ &= \frac{2.0628 \text{ lb/s}}{0.0062 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 332.7112 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross section pipa (a)} &= \frac{V}{v} \\ &= \frac{332.7112 \text{ ft}^3/\text{s}}{165.0000 \text{ ft/s}} \\ &= 2.0164 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter pipa uap} &= (4a/\pi)^{0.5} \\ &= 1.6027 \text{ ft} \\ &= 19.2326 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan pipa air :

$$\begin{aligned} v &= a (2.g.h)^{0.5} \quad (\text{Pers. 472}) \\ \text{dimana: } v &= \text{kecepatan air masuk (ft/s)} \\ a &= \text{Koefisien yang tergantung pada panjang pipa, valve, dll. Umumnya digunakan 0.5} \\ h &= \text{Tinggi masukan air dingin pada body condensor (ft) = 4 ft} \\ v &= a (2.g.h)^{0.5} \\ &= 0.5 \times (2 \times 32.2 \times 4)^{0.5} \\ &= 8.0250 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } D &= (4 Q_L / \pi v)^{0.5} \quad (\text{Pers. 473}) \\ D &= \text{Diameter pipa air pendingin (ft)} \\ Q_L &= \text{Laju alir air (ft}^3/\text{s)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{m}{r} \\ &= \frac{\text{##### kg/jam}}{62.4300 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 2,052.7431 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.5702 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= (4 Q_L / \pi v)^{0.5} \quad (\text{Pers. 473}) \\ &= (4 \times \pi \times 8,0249)^{0.5} \\ &= 2.4144 \text{ ft} \\ &= 28.9724 \text{ in} \\ &= 0.7364 \text{ m} \end{aligned}$$

Ukuran pipa air pendingin standar yang dipakai adalah 22 in sch 40

Perhitungan tinggi Barometric Leg :

$$\begin{aligned} H &= H_o + h + s \quad (\text{Hugot, 1960. Pers. 512}) \\ H_o &= 33,9 \times \frac{26.0000}{45.0000} \times 1,004 \times \frac{30.7000}{45.0000} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 13.4159 \text{ ft} \\
 &= 4.0919 \text{ m} \\
 a &= 1.0000 && \text{(Hugot, 1960. Tabel 143)} \\
 h &= \frac{(1+a) V^2}{2g} && \text{(Hugot, 1960. Pers.513)} \\
 &= \frac{(1+1) \times 8,0249^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2} \\
 &= 2.0000 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor keamanan, s} &= 1.5000 \text{ ft} \\
 H &= H_0 + h + s \\
 &= 16.9159 \text{ ft} \\
 &= 5.1594 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi

| | |
|--------------------------|--|
| Kode | E-01 |
| Fungsi | Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator I |
| Tipe | <i>Counter-current dry air condenser</i> |
| Luas penampang kondensor | 0,5319 m ² |
| Diameter kondensor | 0,8128 m |
| Tinggi kolom | 5,1594 m |
| Jumlah | 1 buah |

Keterangan



21. Jet Ejector I

Fungsi = Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condensor
 Tipe = Single stage jet
 Bahan = Carbon Steel SA 283 Grade 3

Dasar perencanaan :

Jumlah uap air dari evaporator = 3,368.4635 kg/jam
 = 7,426.1146 lb/jam
 Tekanan discharge (Pa) = 14.7000 Psia
 = 1.0000 atm
 Suhu steam (Toa) : = 145.0000 °C
 = 293.0000 °F
 Tekanan steam (Poa) : = 415.4000 kPa
 = 60.2330 Psia
 Suhu uap dari evaporator (Tob) : = 51.9087 °C
 = 125.4357 °F
 Tekanan uap dari evaporator (Pob) : = ##### kPa
 = 1,988.4140 Psia

Perhitungan :

Pa/Pob = 0.0074
 Pob/Poa = 0.0330

Dari gambar 6-72 Perry ed.6 hal 6-33, didapat:

Po/Pob = 5.0000
 A₂/A₁ = 10.0000
 W_b/W_a = 0.0700

Dari persamaan 6-36 Perry ed.6 hal 6-32 didapat:

$$\frac{W}{W_a} = \frac{W_b}{W_a} \times \sqrt{\frac{T_{oa} \times M_b}{T_{ob} \times M_a}}$$

dimana :

M_a = berat molekul udara
 M_b = berat molekul air

Sehingga :

$$\frac{W}{W_a} = 0.0700 \times \sqrt{\frac{2610}{1505}}$$

$$= 0.0920$$

Jadi steam yang dibutuhkan jet ejector adalah:

= 1/0.092
 = 10.8696 lb/jam
 = 4.9348 kg/jam

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------------|--|
| Kode | JE-01 |
| Fungsi | Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condensor |
| Material | Carbon steel SA 283 Grade 3 |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | <i>Single stage jet</i> |
| Pa/Pob | 0,0074 |
| Pob/Poa | 0,0330 |
| A2/A1 | 10.0000 |
| Jumlah steam yang digunakan | 4,9348 kg/jam |



22. Hot Well I

Fungsi = Untuk menampung kondensat dari barometrik kondensor dan steam ejektor
 Bentuk = Balok
 Kapasitas = 2,694.7708 kg/jam
 Bahan = Beton
 Jumlah = 1 buah

Total aliran masuk = 2,694.7708 kg/jam
 = 5,940.8917 lb/jam

rho aliran (air 52°C) = 988.0400 kg/m³
 = 61.6537 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{\text{aliran masuk}}{\rho \text{ aliran masuk}}$
 = $\frac{5,940.8917 \text{ lb/jam}}{61.6537 \text{ lb/ft}^3}$
 = 96.3591 ft³/jam

Waktu tinggal = 1 jam
 Volume air kondensat = 96.3591 ft³
 Bak terisi = 80% dari volume total

Volume bak = $\frac{\text{Rate volumetrik}}{0.8000}$
 = $\frac{96.3591}{0.8000} \text{ ft}^3$
 = 120.4488 ft³

Bak penampung berbentuk persegi panjang dengan perbandingan ukuran
 P : l : t = 2 : 1 : 1

Volume Bak = $p \times l \times t$
 = $2t \times t \times t$
 = $2 \times t^3$
 120.4488 = $2 \times t^3$
 $t^3 = 60.2244$
 $t = 3.3608 \text{ ft}$
 $P = 2t$
 = 6.7217 ft
 $l = t$
 = 3.3608 ft

Spesifikasi**Keterangan**

| | |
|------------|---|
| Kode | HW-01 |
| Fungsi | Untuk menampung kondensat dari barometric condenser I dan steam ejector I |
| Bentuk | Balok |
| Bahan | Beton |
| Kapasitas | 2.694,7708 kg/jam |
| Volume bak | 3,4107 m ³ |
| Ukuran | |
| Panjang | 2,0487 m |
| Lebar | 1,0243 m |
| Tinggi | 1,0243 m |



23. Heater

- fungsi = Memanaskan glukosa yang akan masuk reaktor isomerase dari suhu 54°C hingga 60°C
- jenis = 1-2 Shell & Tube Heat Exchanger
- material = Stainless Steel 304

Berdasarkan neraca massa diperoleh:

$$= 22,304.9729 \text{ kg/jam}$$

$$= 49,171.3129 \text{ lb/jam}$$

Jumlah steam yang digunakan (W steam)

$$= 160.7275 \text{ kg/jam}$$

$$= 354.3238 \text{ lb/jam}$$

$$= 81,886.4476 \text{ kkal/jam}$$

$$= 324,734.6286 \text{ Btu/jam}$$

Perbedaan temperatur rata-rata (Dt)

Kondisi operasi:

| | | | | |
|------------------------|---|----------|----|----|
| Temp. masuk | = | 55.0000 | °C | t1 |
| | = | 131.0000 | °F | |
| Temp. keluar H | = | 60.0000 | °C | t2 |
| | = | 140.0000 | °F | |
| Temp. masuk steam | = | 145.0000 | °C | T1 |
| | = | 293.0000 | °F | |
| Temp. keluar kondensat | = | 125.0000 | °C | T2 |
| | = | 257.0000 | °F | |

$$Dt_1 = 257-131 = 126.0000 \text{ °F}$$

$$Dt_2 = 293-140 = 153.0000 \text{ °F}$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{153-126}{\ln 153/126}$$

$$= 139.0634 \text{ °F}$$

$$= \frac{2.0000}{135.5000} \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design overall coefficient (U_D)

berdasarkan Tabel 8 (Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai U_D antara 6 - 60 Btu/jam ft²

diambil:

$$= 10.0000 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

berdasarkan Tabel 10 (Kern, 1950, hal 843) dengan data

$$D_o = 1.0000 \text{ in}$$

$$V/G = 16.0000$$

$$\text{Surface per lin} = 0.2618 \text{ ft}^2$$

$$= 0.8700 \text{ in}$$

Flow area tube

$$= 0.5940 \text{ in}^2$$

panjang pipa standar untuk shell and tube heat exchanger yaitu 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft (Towler,2008)

$$L = 8.0000 \text{ ft}$$

luas perpindahan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times D_t} = \frac{324,734.6286 \text{ Btu/jam}}{10 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 139,0634 \text{ } ^\circ\text{F}} = 233.5155 \text{ ft}^2$$

Jumlah tube, N_t

$$= \frac{A}{L \times a''} = \frac{233.5155 \text{ ft}^2}{8 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 111.4952$$

berdasarkan tabel 9 Kern, diperoleh

$$ID_s = 15.2500 \text{ in}$$

$$= 1.2703 \text{ ft}$$

$$N_t = 76.0000$$

$$n = 2.0000 \text{ pass}$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT}$$

$$= 0.3230 \text{ ft}^2$$

Mass Velocity (Gs)

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{354.3238 \text{ lb/jam}}{0.3230 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,096.9660 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold (Res)

$$De = \frac{4 \times (P_T^2 - p \text{ OD}^2 / 4)}{p \text{ OD}}$$

$$= \frac{4 \times (1,25^2 - 3,14 \times 1^2 / 4)}{3,14 \times 1}$$

$$= 0.9904 \text{ in}$$

$$= 0.0825 \text{ ft}$$

$$\mu = 0.0140 \text{ cP}$$

$$= 0.0339 \text{ lb/ft jam}$$

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0825 \times 1.096,9660}{0.0339}$$

$$= 2,672.3225$$

Dari fig. 28 (Kern, 1950)

$$Res = 2,672.3225$$

diperoleh, $jH = 28.0000$

Pada T_c

$$= 275.0000 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 0.4500 \text{ btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$= 0.3980 \text{ btu/jam ft }^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{p \times \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{0.45 \times 0.0338}{0.398}\right)^{1/3}$$

Mass Velocity (Gt)

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$= \frac{\text{#####}}{0.1568 \text{ ft}^2}$$

$$= \text{#####} \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold (Ret)

Dari Tabel 10 (Kern, 1950)
untuk 1 in 16 BWG

$$ID_t = 0.8700 \text{ in}$$

$$= 0.0725 \text{ ft}$$

$$\mu = 64.0000 \text{ cP}$$

$$= 154.8218 \text{ lb/ft jam}$$

$$Ret = \frac{ID_t \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,0725 \times 313.692,59}{154.8218}$$

$$= 146.8373$$

Dari fig. 24 (Kern, 1950)

$$Ret = 146.8373$$

diperoleh, $jH = 3.4000$

Pada $t_c = 135.5000 \text{ }^\circ\text{F}$

Pada gambar 2 (K

$$C_p = 0.3000 \text{ btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{Korosi } F_s = 1.0000$$

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 L / B \\ &= 12 \times (8/15.25) \\ &= 6.2951 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DPs} &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 1.0^{10} \times D_e \times s \times F_s} \\ &= 0.0000 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DPt} &= \frac{f \times G_s^2 \times L \times n}{5,22 \times 1.0^{10} \times D_t \times s \times F_t} \\ &= 1.8290 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

Pressure Drop < 10 psi, maka spesifikasi dapat diterima
 Pressure Drop maximum 5-10 psi (Kern,1983, hal. 109)

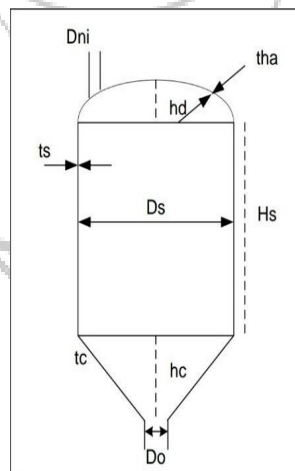
Pressure Drop < 10 psi, maka spesifikasi dapat diterima
 Pressure Drop maximum 5-10 psi (Kern,1983, hal. 109)



24. Tangki Penampung MgSO₄.7H₂O

| | | |
|--|---|--|
| Fungsi | : | Menyimpan larutan MgSO ₄ .7H ₂ O yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 0.9786 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |
| Laju alir larutan MgSO ₄ .7H ₂ O | = | 1.8267 kg/jam = 4.0271 lb/jam |
| ρ larutan MgSO ₄ .7H ₂ O | = | 1.6800 kg/L (Perry,ed 7 1997) pdf 43 = 1,680.0000 kg/m ³ = 104.8148 lb/ft ³ |

| | | |
|---|---|---|
| Laju alir volumetrik larutan MgSO ₄ .7H ₂ O | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan MgSO}_4.7\text{H}_2\text{O}}{\rho \text{ larutan MgSO}_4.7\text{H}_2\text{O}}$ |
| | = | $\frac{1.8267 \text{ kg/jam}}{1,680.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0011 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0011 m ³ /jam x 720.0000 jam |
| | = | 0.7829 m ³ |



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
- H_s : Tinggi silinder
- h_d : Tinggi tutup atas
- t_{ha} : Tebal tutup atas
- h_c : Tinggi konis
- t_c : Tebal konis
- D_{no} : Diameter nozzle outlet
- D_{ni} : Diameter nozzle inlet
- t_s : Tebal silinder

| | | |
|---------------------------------|---|--|
| Volume larutan | = | 0.8000 volume total |
| Volume tangki (V _t) | = | $\frac{100.0000}{80.0000} \times 0.7829 \text{ m}^3$ |
| | = | 0.9786 m ³ |

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
= $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) berbentuk standart dished head = $\left(\frac{\pi}{4} h^2\right) (3r-h)$
(apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $\left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^2 (3(D-0,169D))$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) berbentuk konis = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s \text{ silinder} + v. \text{ tutup atas} + v. \text{ tutup bawah}$
 $0.9786 m^3 = 1.1775 m^3 D_s^3 + 0.0636 m^3 D_s^3 + 0.0755 m^3 D_s^3$
 $0.9786 m^3 = 1.3166 m^3 D_s^3$
 $D_s^3 = \frac{0.9786 m^3}{1.3166 m^3}$
 $D_s^3 = 0.7432 m$
 $D_s = 0.9058 m$
= 35.6624 in

Diambil diameter standar (OD) = 36.0000 in (Brownell & Young, hal 89 pdf 101)
= 0.9144 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1,5 * D_s$
= $1.5000 \times 36.0000 \text{ in}$
= 54.0000 in
= 1.3716 m

Tinggi tutup atas (H_d) berbentuk standart dish head = $0.1690 D$
= $0.1690 OD$
= $0.1690 \times 36.0000 \text{ in}$
= 6.0840 in
= 0.1545 m

Tinggi tutup bawah (H_k) berbentuk konis = $0,5 D$
= $\frac{\text{tg}(0,5a)}{0,5 OD}$
= $\frac{\text{tg}(0,5a)}{0.5000 \times 36.0000 \text{ in}}$
= $\frac{10.3923 \text{ in}}{\text{tg}(0,5*120)}$
= 0.2640 m

Volume larutan pada tutup bawah berbentuk konis = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$
= $0.0755 \times 0.7646 m^3$
= $0.0578 m^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 0.7829 \text{ m}^3 - 0.0578 \text{ m}^3 \\
 &= 0.7251 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D_s^2} \\
 &= \frac{0.7251 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 0.8361 \text{ m}^2} \\
 &= 1.1048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\
 &= 1.1048 \text{ m} + 0.2640 \text{ m} \\
 &= 1.3687 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\
 &= (1,3716 + 0,1545 + 0,2640) \text{ m} \\
 &= 1.7901 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
 &= 1,680.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 1.3687 \text{ m} \\
 &= 22,534.6623 \text{ N/m}^2 \\
 &= 3.2684 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ atm} &= \frac{1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 14.7 \text{ psi} \\
 P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14.7 \text{ psi} + 3,2684 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 18.1318 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\
 f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250
 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\
 &= \frac{18.1318 \text{ psi} \times 36 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 18,1318 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1261 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standa} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\ &= 0.1875 \text{ in} \\ \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 36.0000 \text{ in} - 0.3750 \text{ in} \\ &= 35.6250 \text{ in} \\ &= 0.9049 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas
Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap $r = \text{OD} = 36 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\ &= \frac{0,885 \times 18,1318 \text{ psi} \times 32 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 18,1318 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1267 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas standart} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\ &= 0.1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in adalah :

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 4.5000 \text{ in} \\ r &= 36.0000 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat $sf = 1,5-2$ in maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah
Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$$\begin{aligned} t_{\text{head bawah}} &= \frac{Pd \times \text{OD}}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c \\ &= \frac{0,8984 \text{ psi} \times 36 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 18,1318 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1238 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah standart} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\ &= 0.1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi total tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 54 \text{ in} + 6,084 \text{ in} + 10,3923 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 72.2263 \text{ in} \\ &= 1.8345 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki α -amylase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 0.3750 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3.8260 \text{ in}$$

$$= 0.0972 \text{ m}$$

$$= 0.3188 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 0.25\pi\text{ID}^2$$

$$= 0.0798 \text{ ft}^2$$

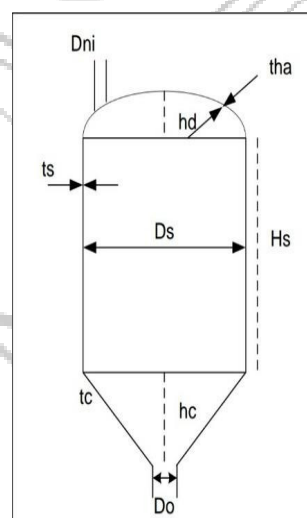
| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-04 |
| Fungsi | Menyimpan enzim α -amilase yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 0,9786 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 0,9049 m |
| Diameter luar | 0,9144 m |
| Tinggi Silinder | 1,2192 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,1545 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,2640 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 1,8345 m |



25. Tangki Penampung Enzim Glukoisomerase

| | | |
|---|---|---|
| Fungsi | : | Menyimpan enzim glukoisomerase yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 5.8175 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |
| Laju alir massa glukoisomeras | = | 2.1331 kg/jam |
| | = | 4.7026 lb/jam |
| ρ glukoisomerase | = | 0.3300 kg/L |
| | = | 330.0000 kg/m ³ |
| | = | 20.5886 lb/ft ³ |
| Laju alir volumetrik larutan glukoisomerase | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan glukoisomerase}}{\rho \text{ glukoisomerase}}$ |
| | = | $\frac{2.1331 \text{ kg/jam}}{330.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0065 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0065 m ³ /jam x 720.0000 jam |
| | = | 4.6540 m ³ |

(Uhlig, 1998)



Keterangan :

| | |
|-----------------|--------------------------|
| D _s | : Diameter silinder |
| H _s | : Tinggi silinder |
| h _d | : Tinggi tutup atas |
| t _{ha} | : Tebal tutup atas |
| h _c | : Tinggi konis |
| t _c | : Tebal konis |
| D _{no} | : Diameter nozzle outlet |
| D _{ni} | : Diameter nozzle inlet |
| t _s | : Tebal silinder |

Volume larutan = 0.8000 volume total

Volume tangki (V_t) = $\frac{100.0000}{80.0000} \times 4.6540 \text{ m}^3$
 = 5.8175 m³

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

$$\begin{aligned}
\text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\
&= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\
&= 1.1775 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\\
\text{Volume tutup atas (V}_d) &= \left(\frac{\pi}{4} h^2\right) (3r-h) \\
\text{berbentuk standart dished head} &\quad (\text{apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0,169d) \\
&= \left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^2 (3(D-0,169D)) \\
&= 0.0636 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\\
\text{Volume tutup bawah (V}_k) &= \frac{\pi \times D_s^3}{24 \operatorname{tg} 0,5 \alpha} \\
\text{berbentuk konis} &= \frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \operatorname{tg}(0,5 \times 120)} \\
&= 0.0755 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\\
\text{Volume total} &= \text{V. silinder} + \text{v. tutup atas} + \text{v. tutup bawah} \\
5.8175 \quad m^3 &= 1.1775 \quad m^3 D_s^3 + 0.0636 \quad m^3 D_s^3 + 0.0755 \quad m^3 D_s^3 \\
5.8175 \quad m^3 &= 1.3166 \quad m^3 D_s^3 \\
D_s^3 &= \frac{5.8175 \quad m^3}{1.3166 \quad m^3} \\
D_s^3 &= 4.4185 \quad m \\
D_s &= 1.6409 \quad m \\
&= 64.6037 \quad \text{in} \\
\\
\text{Diambil diameter standar (OD)} &= 66.0000 \quad \text{in} \quad (\text{Brownell \& Young, hal 90 pdf 102}) \\
&= 1.6764 \quad \text{m} \\
\\
\text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1,5 * D_s \\
&= 1.5000 \quad \times \quad 66.0000 \quad \text{in} \\
&= 99.0000 \quad \text{in} \\
&= 2.5146 \quad \text{m} \\
\\
\text{Tinggi tutup atas (H}_d) &= 0.1690 \quad D \\
\text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \quad \text{OD} \\
&= 0.1690 \quad \times \quad 66.0000 \quad \text{in} \\
&= 11.1540 \quad \text{in} \\
&= 0.2833 \quad \text{m} \\
\\
\text{Tinggi tutup bawah (H}_k) &= \frac{0,5 D}{\operatorname{tg} (0,5a)} \\
\text{berbentuk konis} &= \frac{0,5 \text{ OD}}{\operatorname{tg} (0,5a)} \\
&= \frac{0.5000 \quad \times \quad 66.0000 \quad \text{in}}{\operatorname{tg} (0,5 \times 120)} \\
&= 19.0526 \quad \text{in} \\
&= 0.4839 \quad \text{m} \\
\\
\text{Volume larutan pada} &= 0.0755 \quad D_s^3 \cdot m^3 \\
\text{tutup bawah berbentuk konis} &= 0.0755 \quad \times \quad 4.7112 \quad m^3 \\
&= 0.3559 \quad m^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 4.6540 \text{ m}^3 - 0.3559 \text{ m}^3 \\ &= 4.2982 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{4.2982 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 2.8103 \text{ m}^2} \\ &= 1.9483 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 1.9483 \text{ m} + 0.4839 \text{ m} \\ &= 2.4322 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= (2,5146 + 0,2833 + 0,4839) \text{ m} \\ &= 3.2818 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 330.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2.4322 \text{ m} \\ &= 7.865.8840 \text{ N/m}^2 \\ &= 1.1408 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= \frac{1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 1,1408 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 15.8979 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ f \text{ allowable} &= 18.750.0000 \text{ psi} \quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354}) \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

ers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\ &= \frac{15.8979 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 15,8979 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1267 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder standa} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 &= 0.1875 \text{ in} \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 66.0000 \text{ in} - 0.3750 \text{ in} \\
 &= 65.6250 \text{ in} \\
 &= 1.6669 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas
 Bentuk tutup atas berupa standart dished head
 dianggap r = OD = 66 in

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 15,8979 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 15,8979 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1280 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas standart} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0.2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{icr} &= 4.0000 \text{ in} \\
 r &= 66.0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat sf = 1,5-2,5 in maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah
 Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head bawah}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c \\
 &= \frac{15,8979 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{\cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 15,8979 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1232 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah standart} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0.2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + \text{sf} \\
 &= 99 \text{ in} + 11,154 \text{ in} + 19,0526 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 130.9566 \text{ in} \\
 &= 3.3263 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki α-amylase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\
 &= 0.1143 \text{ m} \\
 &= 0.3750 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

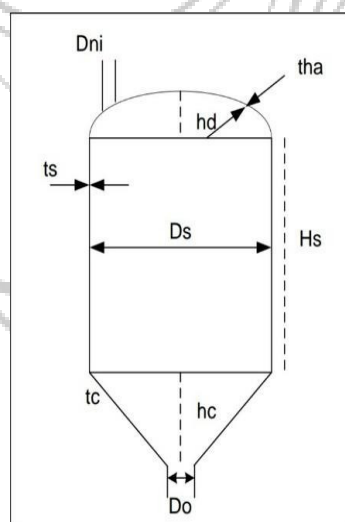
$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\
 &= 0.0972 \text{ m} \\
 &= 0.3188 \text{ ft} \\
 \\
 \text{A} &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\
 &= 0.0798 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | T-06 |
| Fungsi | Menyimpan enzim α -amilase yang akan digunakan untuk proses likuifikasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 5,8175 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 1,6669 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |



26. Tangki Penampung NaOH

| | | |
|-----------------------------------|---|---|
| Fungsi | : | Menyimpan larutan NaOH yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | : | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 0.0499 m ³ |
| Jumlah | : | 1.0000 buah |
| Laju alir massa larutan NaOH | = | 0.1180 kg/jam |
| | = | 0.2602 lb/jam |
| ρ larutan NaOH | = | 2.1300 kg/L (Perry, ed 7 1997) pdf 49 |
| | = | 2,130.0000 kg/m ³ |
| | = | 132.8902 lb/ft ³ |
| Laju alir volumetrik larutan NaOH | = | $\frac{\text{Laju alir massa larutan NaOH}}{\rho \text{ larutan NaOH}}$ |
| | = | $\frac{0.1180 \text{ kg/jam}}{2,130.0000 \text{ kg/m}^3}$ |
| | = | 0.0001 m ³ /jam |
| | = | 0.0000 m ³ /s |
| Volume larutan | = | 0.0001 m ³ /jam x 720.0000 jam |
| | = | 0.0399 m ³ |



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
- H_s : Tinggi silinder
- h_d : Tinggi tutup atas
- t_{na} : Tebal tutup atas
- h_c : Tinggi konis
- t_c : Tebal konis
- D_{no} : Diameter nozzle outlet
- D_{ni} : Diameter nozzle inlet
- t_s : Tebal silinder

| | | |
|---------------------------------|---|--|
| Volume larutan | = | 0.8000 volume total |
| Volume tangki (V _t) | = | $\frac{100.0000}{80.0000} \times 0.0399 \text{ m}^3$ |
| | = | 0.0499 m ³ |

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
= $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) berbentuk standart dish head = $\left(\frac{\pi}{4} h^2\right) (3r-h)$
(apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $\left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^2 (3(D-0,169D))$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) berbentuk konis = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s + V_d + V_k$
 $0.0499 m^3 = (1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3$
 $0.0499 m^3 = 1.3166 m^3 D_s^3$
 $D_s^3 = \frac{0.0499 m^3}{1.3166 m^3}$
 $D_s^3 = 0.0379 m$
 $D_s = 0.3358 m$
= 13.2220 in

Diambil diameter standar (OD) = 14.0000 in (Brownell & Young, hal 89 pdf 101)
= 0.3556 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1,5 \times D_s$
= 1.5000 x 14.0000 in
= 21.0000 in
= 0.5334 m

Tinggi tutup atas (H_d) berbentuk standart dish head = 0.1690 D
= 0.1690 OD
= 0.1690 x 14.0000 in
= 2.3660 in
= 0.0601 m

Tinggi tutup bawah (H_k) berbentuk konis = $\frac{0,5 D}{\text{tg } (0,5a)}$
= $\frac{0,5 OD}{\text{tg } (0,5a)}$
= $\frac{0.5000 \times 14.0000 \text{ in}}{\text{tg } (0,5 \times 120)}$
= 4.0415 in
= 0.1027 m

Volume larutan pada = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

$$\begin{aligned} \text{tutup bawah berbentuk konis} &= 0.0755 \times 0.0450 \text{ m}^3 \\ &= 0.0034 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 0.0399 \text{ m}^3 - 0.0034 \text{ m}^3 \\ &= 0.0365 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{0.0365 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 0.1265 \text{ m}^2} \\ &= 0.3677 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah konis} \\ &= 0.3677 \text{ m} + 0.1027 \text{ m} \\ &= 0.4704 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= 0,5334 + 0,0601 + 0,1027 \text{ m} \\ &= 0.6961 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 2,130.0000 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 0.4871 \text{ m} \\ &= 9,818.5003 \text{ N/m}^2 \\ &= 1.4241 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 1,4241 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 16.1953 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \text{(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C$$

$$= \frac{16.1953 \text{ psi} \times 14 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 16,1953 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1253 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal silinder standar = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

ID = OD - $2t_{\text{silinder}}$

= 14.0000 in - 0.3750 in

= 13.6250 in

= 0.3461 m

Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap $r = OD = 14 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$

= $\frac{0,885 \times 16,1953 \text{ psi} \times 12 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 16,1953 \text{ psi})} + 0.1250$

= 0.1256 in

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup atas standart = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in adalah :

icr = 0.8750 in

r = 14.0000 in

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat
sf = 1,5 - 2 in maka di perancangan digunakan

sf = 1.7500 in

Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$t_{\text{head bawah}} = \frac{Pd \times OD}{2 \cos (0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c$

= $\frac{16,1953 \text{ psi} \times 14 \text{ in}}{2 \cos (0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 16,1953 \text{ psi})} + 0.1250$

= 0.1246 in

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 89 pdf 101)

Tebal tutup bawah standart = $\frac{3}{16}$ in

= 0.1875 in

Tinggi total tangki

Tinggi total tangki = T silinder + T tutup atas + T tutup bawah + sf

= 21 in + 2,3660 in + 4,0415 in + 1,75 in

= 29.1575 in

= 0.7406 m

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki NaOH ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Outlet NozzleMenghitung diameter outlet nozzle :
asumsi aliran laminar

$$\text{Rate massa larutan NaOH 0.1 M} = 0.1180 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan masuk} &= 2.1300 \text{ kg/L} \\ &= 132.9716 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan masuk} &= 0.9970 \text{ cP} = 0.0007 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

(LabChem Performance through chemistry, 2018)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (C)} &= \frac{0.1180 \text{ kg/jam}}{2.1300 \text{ kg/L}} \\ &= 0.0554 \text{ L/jam} \\ &= 0.0000 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

Keterangan :

 $D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in Q_f : fluid flow rate, ft³/s μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18} \\ &= 3 \times (0.0000005 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (0.997 \text{ cP})^{0.18} \\ &= 0.0167 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80

maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0.25\pi\text{D}^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.0000 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2} \\ &= 0.0022 \text{ ft/s} \\ &= 0.1295 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{132.9716 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0179 \text{ ft} \times 0.0022 \text{ ft/s}}{0.0007 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 7.6710
 \end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | |
| Fungsi | Menyimpan larutan NaOH yang akan digunakan untuk proses isomerisasi selama 30 hari |
| Bentuk | Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 0.0499 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 0,3461 m |
| Diameter luar | 0,3556 m |
| Tinggi Silinder | 0,5334 |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,0601 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,1027 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 0,7406 m |



27. Reaktor Isomerasi

| | | | | | | | | |
|------------------|---|--|---|---|------------|---|---|------------|
| Fungsi | : | Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa 50% dengan penambahan enzim glukoisomerase | | | | | | |
| Kondisi Operasi | : | <table> <tr> <td>P</td> <td>=</td> <td>1.0000 atm</td> </tr> <tr> <td>T</td> <td>=</td> <td>60.0000 °C</td> </tr> </table> | P | = | 1.0000 atm | T | = | 60.0000 °C |
| P | = | 1.0000 atm | | | | | | |
| T | = | 60.0000 °C | | | | | | |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head | | | | | | |
| Jenis Reaktor | : | Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) | | | | | | |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 | | | | | | |
| Waktu tinggal | : | 3.0000 jam (Nuritasari, Y.I., 2016) | | | | | | |
| Sistem Operasi | : | Batch | | | | | | |

1. Menentukan volume tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0.9832 kg/L

Feed reaktor isomerasi

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|--------------------------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4749 | 1.6860 |
| Air | 11,152.4836 | 0.9832 | 11,342.5853 |
| Protein | 1.8856 | 0.8751 | 2.1548 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7866 | 0.7641 |
| Abu | 2.6163 | 1.3765 | 1.9007 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5142 | 0.3891 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5142 | 232.7881 |
| Dekstrosa | 10,791.6819 | 1.5339 | 7,035.6625 |
| α-amilase | 0.0828 | 1.2291 | 0.0674 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1799 | 0.0513 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 1.8267 | 1.6518 | 1.1059 |
| NaOH | 0.1180 | 2.0943 | 0.0564 |
| Glukoisomerase | 2.1331 | 0.3245 | 6.5741 |
| Total | 22,309.0508 | | 18,625.7856 |

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{22,309.0508 \text{ kg}}{18,625.7856 \text{ L}} \\
 &= 1.1978 \text{ kg/L} \\
 &= 1,197.7509 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} && (\mu \text{ D-fruktosa } 50\%) \\
 &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0160 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 4,656.4464 \text{ L} \\
 &= 4.6564 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100.0000}{80.0000} \times 4.6564 \text{ m}^3$$

$$= 5.8206 \text{ m}^3$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

(Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

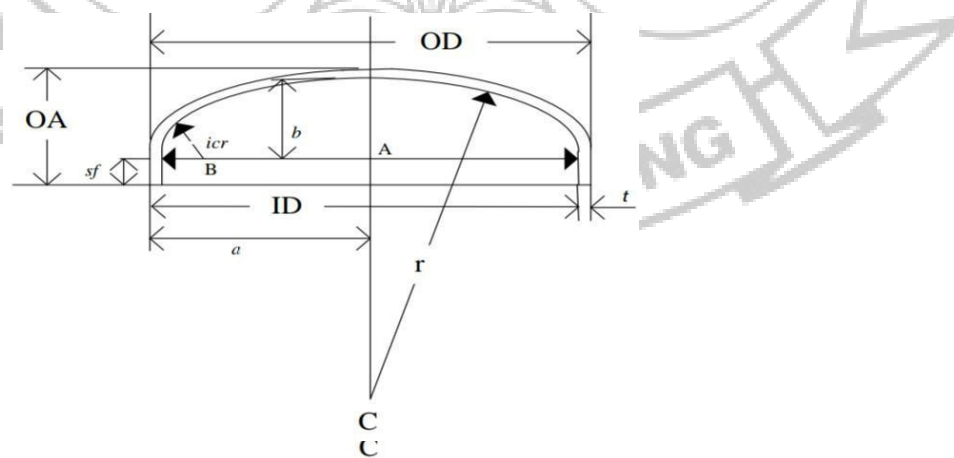
$$\begin{aligned} \text{Digunakan dimensi } H_s/D_s &= 1.5000 \\ \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\ &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\ &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{8} h^3\right) (3r-h) \\ \text{berbentuk standart} & \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown} \\ \text{dished head} & \text{radius dan harga } h = 0,169d) \\ &= \left(\frac{\pi}{8}\right) (0,169D^2) (3D - 0,169D) \\ &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\ 5.8206 \text{ m}^3 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ 5.8206 \text{ m}^3 &= 1.3047 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ \text{D}_s^3 &= \frac{5.8206 \text{ m}^3}{1.3047} \\ \text{D}_s^3 &= 4.4612 \text{ m}^3 \\ \text{D}_s &= 1.6462 \text{ m} \\ &= 64.8113 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 66.0000 \text{ in} \\ &= 1.6764 \text{ m} \\ \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1,5 \cdot \text{D}_s \\ &= 1.5000 \times 66.0000 \text{ in} \\ &= 99.0000 \text{ in} \\ &= 2.5146 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)



$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (H}_d) &= 0.1690 \text{ D} \\ \text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \text{ OD} \\ &= 0.1690 \times 66.0000 \text{ in} \\ &= 11.1540 \text{ in} \\ &= 0.2833 \text{ m} \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned} H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\ &= 11.1540 \text{ in} \\ &= 0.2833 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 \text{ } D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\ \text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 4.7112 \text{ m}^3 \\ &= 0.2996 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\ &= 4.6564 \text{ m}^3 - 0.2996 \text{ m}^3 \\ &= 4.3568 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D_s^2} \\ &= \frac{4.3568 \text{ m}^3}{\frac{3,14}{4} \times 2.8103 \text{ m}^2} \\ &= 1.9749 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\ &= 1.9749 \text{ m} + 0.2833 \text{ m} \\ &= 2.2582 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\ &= (2,5146 + 0,2833 + 0,2833) \text{ m} \\ &= 3.0812 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,197.7509 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2.2582 \text{ m} \\ &= 26,506.7331 \text{ N/m}^2 \\ &= 3.8445 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 3,8445 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 18.7367 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 Tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \end{aligned}$$

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$f_{\text{allowable}} = 18,050.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F})$$

$$C = \frac{1}{8} = 0.1250$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C$$

$$= \frac{18.7367 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \times (18050 \times 0,8 + 0,4 \times 18,7367 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1678 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\text{Tebal silinder standa} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$= 0.2500 \text{ in}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 66.0000 \text{ in} - 0.5000 \text{ in}$$

$$= 65.5000 \text{ in}$$

$$= 5.4562 \text{ ft}$$

$$= 1.6637 \text{ m}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head
dianggap $r = \text{OD} = 66 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 18,7367 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{(18050 \times 0,8 - 0,1 \times 18,7367 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1250 \text{ in}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\text{Tebal tutup atas (standart)} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$= 0.2500 \text{ in}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$t_{\text{head atas}} = t_{\text{head bawah}} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk OD = 66 in, maka :

$$\text{icr} = 4.0000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in didapat

$sf = 1,5-2,5$ maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 99 \text{ in} + 11,1540 \text{ in} + 11,1540 \text{ in} + 1.75 \text{ in} \\ &= 123.0580 \text{ in} \\ &= 3.1257 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

(Pers. 5.12 Brownell & Young hal. 88 pdf 100)

$$\begin{aligned}
 D_{\text{blanko}} &= OD + (OD/42) + 2sf + (2/3)icr && \text{(tebal < 1in)} \\
 &= 66 \text{ in} + (66 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3 \times 4 \text{ in})) \\
 &= 73.7381 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Pengaduk

a. Dimensi pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas larutan} &= 16.0000 \text{ cp} \\
 &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0160 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*
jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 4rd ed, hal pdf 330)

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0.3000 && Da &= 0.5029 \\
 W/Da &= 0.2000 && W &= 0.1006 \\
 L/Da &= 0.2500 && L &= 0.1257 \\
 C/Dt &= 0.3330 && C &= 0.5582 \\
 Dt/J &= 12.0000 && J &= 0.1397 \\
 N &= 40.0000 \text{ rpm} \\
 &= 0.6667 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{(0,5029 \text{ m})^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.197,7509 \text{ kg/m}^3}{0,1600 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 12,622.7234
 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$\begin{aligned}
 Np &= 5.0000 \\
 P &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 5 \times 1.197,7509 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,5029 \text{ m})^5 \\
 &= 57.0896 \text{ J/s} \\
 &= 0.0571 \text{ kW} \\
 &= 0.0766 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

diambil power standar 0,5 Hp

4. Perhitungan diameter nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\text{Densitas air pada suhu } 60^\circ\text{C} = 0.9832 \text{ kg/L}$$

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|----------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4749 | 1.6860 |
| Air | 11,152.4836 | 0.9832 | 11,342.5853 |

| | | | |
|-------------------|-------------|--------|-------------|
| Protein | 1.8856 | 0.8751 | 2.1548 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7866 | 0.7641 |
| Abu | 2.6163 | 1.3765 | 1.9007 |
| α -amylase | 0.0828 | 1.2291 | 0.0674 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5142 | 0.3891 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5142 | 232.7881 |
| Dekstrosa | 10,791.6819 | 1.5339 | 7,035.6625 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1799 | 0.0513 |
| Total | 22,304.9729 | | 11,349.5474 |

$$\rho \text{ larutan masuk} = 1.9653 \text{ kg/L}$$

$$= 122.6881 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ larutan} = 64.0000 \text{ cP}$$

$$= 0.0430 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0.0640 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{22,304.9729}{1.9653} \text{ kg/jam}$$

$$= 11,349.5474 \text{ L/jam}$$

$$= 0.1113 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3.0 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

μ : viscosity, cP

$$D_{i, \text{optimum}} = 3.0 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

$$= 3.0 \times (0.1113 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (64 \text{ cP})^{0.18}$$

$$= 2.8771 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3 in sch 80 maka:

$$\text{OD} = 3.5000 \text{ in} = 0.2916 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.9000 \text{ in} = 0.2416 \text{ ft}$$

$$A = 0.25\pi D^2$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2$$

$$= 0.0458 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$v = \frac{0.1113 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2}$$

$$= 2.4294 \text{ ft/s}$$

$$= 145.7627 \text{ ft/min}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu}$$

$$= \frac{122.6881 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 2.4294 \text{ ft/s}}{0.0430 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 1,674.2134$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3 in sch 80

b. Inlet nozzle $MgSO_4 \cdot 7H_2O$

Diameter inlet nozzle $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ ditetapkan :

$$\begin{aligned} OD &= 4.5000 \text{ in} &= 0.3749 \text{ ft} \\ ID &= 3.8260 \text{ in} &= 0.3187 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Inlet nozzle NaOH

Diameter inlet nozzle NaOH ditetapkan : 1/8 sch 80

$$\begin{aligned} OD &= 0.4050 \text{ in} &= 0.0337 \text{ ft} \\ ID &= 0.2150 \text{ in} &= 0.0179 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\ &= 0.0003 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

d. Inlet nozzle Enzim Glukoisomerase

Diameter inlet nozzle enzim glukoisomerasi ditetapkan : 4 in 80

$$\begin{aligned} OD &= 4.5000 \text{ in} &= 0.3749 \text{ ft} \\ ID &= 3.8260 \text{ in} &= 0.3187 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times ID^2 \\ &= 0.0797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

e. Outlet nozzle

Rate massa larutan keluar = 22,309.0508 kg/jam

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0.9832 kg/L

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|----------------------|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4749 | 1.6860 |
| Air | 11,152.6014 | 0.9832 | 11,342.7051 |
| Protein | 1.8856 | 0.8751 | 2.1548 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7866 | 0.7641 |
| Abu | 2.6163 | 1.3765 | 1.9007 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5142 | 0.3891 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5142 | 232.7881 |
| Dekstrosa | 2,697.9203 | 1.5339 | 1,758.9155 |
| α -amilase | 0.0828 | 1.2291 | 0.0674 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1799 | 0.0513 |
| $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ | 1.8267 | 1.6518 | 1.1059 |
| NaOH | 0.0002 | 2.0943 | 0.0001 |
| Glukoisomerase | 2.1331 | 0.3245 | 6.5741 |
| Fruktosa | 8,093.7617 | 1.2979 | 6,236.1556 |
| Total | 22,309.0508 | | 19,585.2578 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan keluar} &= 1.1391 \text{ kg/L} \\ &= 71.1101 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} \\ &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{22,309.0508}{1.1391} \text{ kg/jam} \\
 &= 19,585.2578 \text{ L/jam} \\
 &= 0.1920 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : density, lb/ft³

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,1920 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (71,1101 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3.2311 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 3.5000 \text{ in} &= 0.2916 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2.9000 \text{ in} &= 0.2416 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0458 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.1920 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2} \\
 &= 4.1922 \text{ ft/s} \\
 &= 251.5342 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{71.1101 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 4.1922 \text{ ft/s}}{0.0108 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 6,698.0881
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3 in sch 80

5. Coil Pendingin

(Lampiran B Neraca Panas Reaktor isomerasi)

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= 6,926,670.8045 \text{ kkal/jam} \\
 &= 27,471,176.4105 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

Direncanakan digunakan 1 koil. Jadi Q serap adalah 6,926,670.8045 kkal/jam

Koefisien transfer panas koil ke reaktor

Diketahui suhu air pendingin masuk (T1) dan suhu keluar (T2)

$$T1 = 30.0000 \text{ }^\circ\text{C} = 86.0000 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T2 = 45.0000 \text{ }^\circ\text{C} = 113.0000 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Tf = \frac{86.0000 + 113.0000}{2}$$

$$= 99.5000 \quad 2.0000 \quad ^\circ\text{F}$$

Sifat- sifat air pada $T_f = 99,5^\circ\text{C}/37,5^\circ\text{C}$ (Geankoplis 3rd ed, A.2-3 s.d A.2-6 hal 855-866 pdf 871-872)

$$\begin{aligned} \rho &= 0.9931 \quad \text{g/cm}^3 \\ &= 993.1075 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 61.9995 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \mu &= 0.6882 \quad \text{cp} \\ &= 1.6648 \quad \text{lb/ft.h} \\ C_p &= 0.9987 \quad \text{cal/g}^\circ\text{C} \\ &= 0.9987 \quad \text{kcal/kg}^\circ\text{C} \\ &= 0.9987 \quad \text{BTU/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.3627 \quad \text{BTU/h.ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan (Wt) = 461,778.0536 kg/jam (Lampiran B Neraca Panas Reaktor isomerasi)

Debit air pendingin yang dibutuhkan (Fvp)

$$\begin{aligned} F_{vp} &= \frac{W_t}{\rho} \\ &= \frac{461,778.0536 \quad \text{kg/jam}}{993.1075 \quad \text{kg/m}^3} \\ &= 464.9829 \quad \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5-2,5 m/s (Choulson, 1983)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } v &= 2.5000 \quad \text{m/s} \\ &= 9,000.0000 \quad \text{m/h} \end{aligned}$$

Luas permukaan aliran pipa

$$\begin{aligned} A &= \frac{\text{Debit air pendingin}}{v} \\ &= \frac{464.9829 \quad \text{m}^3/\text{jam}}{9,000.0000 \quad \text{m/s}} \\ &= 0.0517 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

Diameter dalam pipa

$$\begin{aligned} ID &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 0,0517}{3,14}} \\ &= 0.2565 \quad \text{m} \\ &= 10.1002 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1983), diambil ukuran pipa standar :

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 10.0000 \quad \text{in} \\ \text{Sch Number} &= 40.0000 \\ \text{OD} &= 10.7500 \quad \text{in} \\ &= 0.8955 \quad \text{ft} \\ \text{ID} &= 10.0200 \quad \text{in} \\ &= 0.8347 \quad \text{ft} \\ \text{A}' &= 78.8000 \quad \text{in}^2 \\ &= 0.5469 \quad \text{ft}^2 \\ \text{a}'' &= 2.8140 \quad \text{ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Kecepatan alir massa air (Gt)

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{wt}{A'} \\
 &= \frac{1,018,220.6083}{0.5469 \text{ ft}^2} \times 3,600.0000 \text{ s} \quad \text{lb/h} \\
 &= 517.1943 \text{ lb/s.ft}^2 \\
 &= 1,861,899.3261 \text{ lb/h.ft}^2 \\
 \\
 v &= \frac{Gt}{\rho} \\
 &= \frac{517.1943 \text{ lb/s.ft}^2}{61.9995 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 8.3419 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung hi dan hio

Bilangan Reynold fluida dalam pipa

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0.8347 \text{ ft} \times 1,861,899.3261 \text{ lb/h.ft}^2}{1.6648 \text{ lb/ft.h}} \\
 &= 933,474.6458 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Dari gambar 24 (Kern, 1983), didapatkan nilai jH = 999.0000

$$\begin{aligned}
 hi &= jH \times (k/Di) \times [c \cdot \mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0.14} \\
 hi &= 0.3627 \frac{\text{BTU}}{\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{°F}} \cdot 0.9987 \frac{\text{BTU}}{\text{lboF}} \times \left(\frac{1.6648 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}}{0.3627 \frac{\text{BTU}}{\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{°F}}} \right)^{1/3} \times (1)^{0.14} \\
 hi &= 721.1378 \text{ BTU/h.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut: (Kern, 1983 hal 721)

$$hi = hi [1 + 3.5 (ID \text{ koil} / D \text{ spiral koil})]$$

Diketahui diameter spiral helix koil = 0,7-0,8 Dt (Rase, 1977), maka

$$\begin{aligned}
 D \text{ spiral koil} &= 0.8 \times IDt \\
 &= 0.8000 \times 5.4562 \text{ ft} \\
 &= 4.3649 \text{ ft} \\
 &= 52.3790 \text{ in} \\
 &= 1.3304 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned}
 hi &= hi [1 + 3.5 (ID \text{ koil} / D \text{ spiral koil})] \\
 &= 721.1378 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F} \times \left(1 + 3.5 \times \left(\frac{0.8347 \text{ ft}}{4.3649 \text{ ft}} \right) \right) \\
 &= 1,203.7772 \text{ BTU/h.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa (hio)

$$\begin{aligned}
 hio &= hi \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1,203.7772 \text{ BTU/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times \frac{0.8347 \text{ ft}}{0.8955 \text{ ft}} \\
 &= 1,122.0324 \text{ BTU/h.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 60.0000 \text{ °C} & t_1 &= 30.0000 \text{ °C} \\
 &= 140.0000 \text{ °F} & &= 86.0000 \text{ °F} \\
 T_2 &= 60.0000 \text{ °C} & t_2 &= 45.0000 \text{ °C} \\
 &= 140.0000 \text{ °F} & &= 113.0000 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= 54.0000 \quad ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= 27.0000 \quad ^\circ\text{F} \\ \Delta_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= \frac{(117 - 90)}{\ln(117/90)} \quad ^\circ\text{F} \\ &= 38.9528 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Uc dan Ud
Uc (Clean Overall Coefficient)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} \\ &= \frac{1,203.7772}{1,203.7772} \times \frac{1,122.0324}{1,122.0324} \\ &= 580.7341 \quad \text{BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Ud (Dirty Overall Coefficient)

$$U_d = 500.0000 \quad \text{BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8 Kern 1983 hal 840})$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{1/U_d - 1/U_c}{0.0020 - 0.0017} \\ &= \frac{0.0020 - 0.0017}{0.0003} \quad \text{BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{27,471,176.4105 \quad \text{BTU/jam}}{500.0000 \quad \text{BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \times 38.9528 \quad ^\circ\text{F}} \\ &= 1,410.4866 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang koil (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a''} \\ &= \frac{1,410.4866 \quad \text{ft}^2}{2.8140 \quad \text{ft}^2/\text{ft}} \\ &= 501.2390 \quad \text{ft} \\ &= 152.8779 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Volume koil

$$\begin{aligned} &= \pi/4 \times \text{OD koil}^2 \times L \\ &= 3,14/4 \times (0,8955 \text{ ft})^2 \times 501,2390 \text{ ft} \\ &= 315.5160 \quad \text{ft}^3 \\ &= 8.9291 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Menentukan luas perpindahan panas per koil (Ak)} &= \pi \times D \text{ spiral koil} \times a'' \\ &= 3,14 \times 4,3649 \text{ ft} \times 2,814 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 38.5683 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah lengkungan koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

$$DH = 0,7 - 0,8 \text{ ID reaktor}$$

Dipilih,

$$\begin{aligned}
 DH &= 0,8 \times \text{ID reaktor} \\
 &= 0.8000 \quad \times \quad 5.4562 \quad \text{ft} \\
 &= 4.3649 \quad \text{ft} \\
 &= 1.3313 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Jarak antar lilitan (jsp)

$$Jsp = 1 - 1,5 \text{ OD}$$

Dipilih,

$$\begin{aligned}
 jsp &= 1 \times \text{OD koil} \\
 &= 1.5000 \quad \times \quad 52.3790 \quad \text{in} \\
 &= 78.5686 \quad \text{in} \\
 &= 6.5448 \quad \text{ft} \\
 &= 1.9948 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Lhe &= 0,5 \pi \times (DH^2 + Jsp^2) + 0,5\pi DH \\
 &= 0,5 \times 3,14 \times ((1,3313 \text{ m})^2 + (1,9948 \text{ m})^2) + 0,5 \times 3,14 \times 1,3313 \text{ m} \\
 &= 11.1204 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Jumlah lilitan (Nt)

$$\begin{aligned}
 Nt &= \frac{L}{Lhe} \\
 &= \frac{152.8779 \text{ m}}{11.1204 \text{ m}} \\
 &= 13.7475
 \end{aligned}$$

Tinggi total koil (H koil)
 Tinggi koil dikatakan minimum ketika tinggi lilitan tanpa jarak

H koil minimum

$$\begin{aligned}
 &= Nt \times \text{OD koil} \\
 &= 13.7475 \quad \times \quad 10.0000 \quad \text{in} \\
 &= 137.4751 \quad \text{in} \\
 &= 3.4919 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Diameter jarak antar koil

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0.0254 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

H koil

$$\begin{aligned}
 &= H_{\text{min}} + (Nt-1) \times \text{jarak} \\
 &= 3.8157 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan setelah ada koil

Volume cairan mula-mula

$$= 4.6564 \text{ m}^3$$

Volume cairan setelah ada koil

$$\begin{aligned}
 &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume koil} \\
 &= 4.6564 \text{ m}^3 + 8.9291 \text{ m}^3 \\
 &= 13.5856 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume cairan dibagian reaktor(VLs)

$$\begin{aligned}
 &= \text{Volume cairan total} - \text{Volume head bawah} \\
 &= 13.5856 \text{ m}^3 - 0.2996 \\
 &= 13.2859 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki (A)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \text{ reaktor} \\
 &= \frac{3,14}{4} \quad \times \quad 2.7679 \quad \text{m}^2 \\
 &= 2.1728 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam bagian reaktor

$$\begin{aligned}
 &= \frac{VLs}{A} \\
 &= \frac{13.2859 \text{ m}^3}{2.1728 \text{ m}^2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{rcl}
 & & 2.1728 \quad \text{m}^2 \\
 & = & 6.1147 \quad \text{m} \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder dan head bawah setelah ada koil} & & \\
 = & 6.1147 \quad \text{m} & + \quad 0.2833 \quad \text{m} \\
 = & 6.3980 \quad \text{m} &
 \end{array}$$

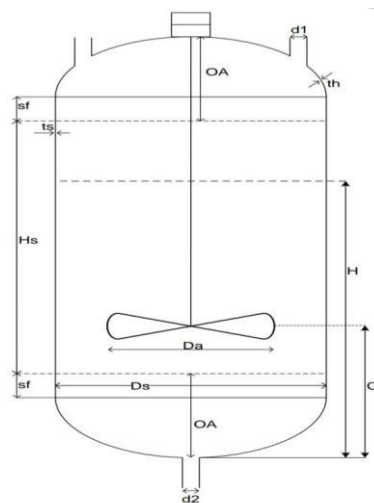
Jadi, tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi koil (6,3980 m > 3,8157 m), sehingga koil tercelup semua.

| Spesifikasi | Keterangan |
|---------------------|--|
| Kode | R-06 |
| Fungsi | Mengubah 50% D-Dekstrosa menjadi D-fruktosa dengan penambahan enzim glukoisomerase |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 167 grade 3 tipe 304 |
| Kapasitas | 5,8206 m ³ |
| Jumlah | 4 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu operasi 60° |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,2833 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,1257 m |
| Jenis pengaduk | <i>flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah pengaduk | 4 buah |
| Power | 0,5 Hp |
| Coil pendingin | |
| Banyak lilitan | 13.0000 |
| Diameter lilitan | 1,2111 m |
| Tinggi coil | 3,4919 m |
| Volume pipa koil | 8,9291 m ³ |
| Panjang Pipa Koil | 152,8779 m |
| Jarak antar lilitan | 1/4 in |



28. Tangki Mixing II

- Fungsi : Untuk mereaksikan larutan D-fruktosa dengan HCl yang berfungsi untuk menurunkan pH larutan agar tidak terjadi reaksi balik D-fruktosa menjadi D-Dekstrosa.
- Kondisi Operasi : $P = 1.0000 \text{ atm}$
 $T = 60.0000 \text{ }^\circ\text{C}$
- Bentuk : Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
- Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
 H_s : Tinggi silinder
 OA : Tinggi dish
 t_h : Tebal dish
 $d1$: Diameter inlet
 $d2$: Diameter outlet
 C : Jarak propeller dengan dasar tangki
 H : Tinggi larutan

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu $60^\circ\text{C} = 0.9832 \text{ kg/L}$

Feed tangki mixing II

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|---|-------------|---------------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4749 | 1.6860 |
| Air | 11,152.6014 | 0.9832 | 11,342.7051 |
| Protein | 1.8856 | 0.8751 | 2.1548 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7866 | 0.7641 |
| Abu | 2.6163 | 1.3765 | 1.9007 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5142 | 0.3891 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5142 | 232.7881 |
| Dekstrosa | 2,697.9203 | 1.5339 | 1,758.9155 |
| α -amilase | 0.0828 | 1.2291 | 0.0674 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1799 | 0.0513 |
| $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ | 1.8267 | 1.6518 | 1.1059 |
| NaOH | 0.0002 | 2.0943 | 0.0001 |
| Glukoisomerase | 2.1331 | 0.3245 | 6.5741 |
| Fruktosa | 8,093.7617 | 1.2979 | 6,236.1556 |
| HCl | 7.7193 | 1.2467 | 6.1916 |
| Total | 22,316.7702 | | 19,591.4493 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{22,316.7702 \text{ kg}}{19,591.4493 \text{ L}} \\ &= 1.1391 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,139.1077 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} \\
 &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Volume larutan} &= 19,591.4493 \text{ L} \\
 &= 19.5914 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 0.8000 \text{ volume total} \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 19.5914 \text{ m}^3 \\
 &= 24.4893 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dimensi $H_s/D_s = 1.5000$ (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\
 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (3r-h) \\
 \text{berbentuk standart dished head} &\quad \text{(apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0,169d) \\
 &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D_s^2) \cdot 3(D-0,169D) \\
 &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3
 \end{aligned}$$

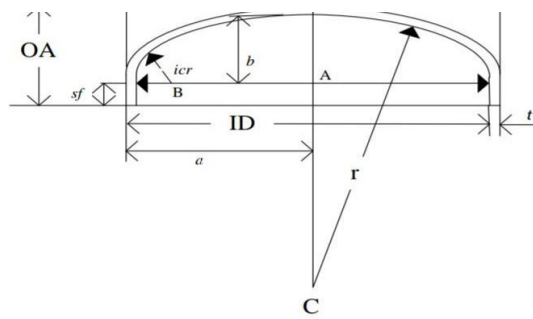
$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\
 24.4893 \text{ m}^3 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 24.4893 \text{ m}^3 &= 1.3047 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{D}_s^3 &= \frac{24.4893 \text{ m}^3}{1.3047} \\
 \text{D}_s^3 &= 18.7701 \text{ m}^3 \\
 \text{D}_s &= 2.6576 \text{ m} \\
 &= 104.6297 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 108.0000 \text{ in} \\
 &= 2.7432 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1,5 \cdot \text{D}_s \\
 &= 1.5000 \times 108.0000 \text{ in} \\
 &= 162.0000 \text{ in} \\
 &= 4.1148 \text{ m}
 \end{aligned}$$





$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (H}_d\text{)} &= 0.1690 \text{ D} \\
 \text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \text{ OD} \\
 &= 0.1690 \times 108.0000 \text{ in} \\
 &= 18.2520 \text{ in} \\
 &= 0.4636 \text{ m}
 \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
 H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
 &= 18.2520 \text{ in} \\
 &= 0.4636 \text{ m} \\
 \\
 \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 20.6430 \text{ m}^3 \\
 &= 1.3129 \text{ m}^3 \\
 \\
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\
 &= 19.5914 \text{ m}^3 - 1.3129 \text{ m}^3 \\
 &= 18.2786 \text{ m}^3 \\
 \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \text{ D}_s^2} \\
 &= \frac{18.2786 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 7.5251 \text{ m}^2} \\
 &= 3.0943 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\
 &= 3.0943 \text{ m} + 0.4636 \text{ m} \\
 &= 3.5579 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\
 &= (4,1148 + 0,4636 + 0,4636) \text{ m} \\
 &= 5.0420 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
 &= 1,139.1077 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 3,5579 \text{ m} \\
 &= 39,717.3455 \text{ N/m}^2 \\
 &= 5.7605 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$P_{atm} = 1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1 \text{ atm} \\
 Pd &= 14.7 \text{ psi} \\
 &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14.7 \text{ psi} + 5,7605 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 20.7485 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 240 tipe 316 Grade M} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\
 &\quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= 18,750.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}) \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250
 \end{aligned}$$

$$E = 0.8000 \quad (\text{Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266})$$

$$E = 0.8000 \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266})$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C \\
 &= \frac{20.7485 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 20,7485 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1997 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 108.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in} \\
 &= 107.2500 \text{ in} \\
 &= 2.7242 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = OD = 108 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 1,0230 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 1,0230 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.2572 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad (\text{Pers. 13.12 Brownell \& Young hal. 258 pdf 270})$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (standart)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $OD = 108 \text{ in}$, maka :

$$icr = 6.5000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/8 in didapat
 $sf = 1,5 - 3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + sf \\ &= 162 \text{ in} + 18,2520 \text{ in} + 18,2520 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 200.2540 \text{ in} \\ &= 5.0865 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

(Pers. 5.12 Brownell & Young hal. 88 pdf 100)

$$\begin{aligned} D_{\text{blanko}} &= OD + (OD/42) + 2sf + (2/3)icr \quad (\text{tebal} < 1\text{in}) \\ &= 108 \text{ in} + (108 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3 \times 6,5 \text{ in})) \\ &= 118.4048 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Pengaduk

a. Dimensi pengaduk

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cp} \\ &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*
 jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 4rd ed, hal pdf 330)

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0.3000 & Da &= 0.8230 \\ W/Da &= 0.2000 & W &= 0.1646 \\ L/Da &= 0.2500 & L &= 0.2057 \\ C/Dt &= 0.3330 & C &= 0.9135 \\ Dt/J &= 12.0000 & J &= 0.2286 \\ N &= 40.0000 \text{ rpm} \\ &= 0.6667 \text{ rps} \end{aligned}$$

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(0,8230)^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.139,1077 \text{ kg/m}^3}{0,016 \text{ kg/m.s}} \\ &= 32,144.8192 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$Np = 5.0000$$

$$\begin{aligned} P &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.139,1077 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,8230 \text{ m})^5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 637.0223 \text{ J/s} \\
 &= 0.6370 \text{ kW} \\
 &= 0.8542 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

diambil power standar = 1 Hp

4. Perhitungan diameter nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 3 in ch 80

(App. K Brownell Young hal 388 pdf 400)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 3.5000 \text{ in} \\
 &= 0.0889 \text{ m} \\
 &= 0.2917 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 2.9000 \text{ in} \\
 &= 0.0737 \text{ m} \\
 &= 0.2417 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\
 &= 0.0458 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Inlet nozzle larutan HCl

$$\text{Rate massa larutan HCl 0.1 M masuk} = 7.7193 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ HCl 0.1 M} = 1.2680 \text{ kg/L}$$

$$= 79.1587 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ HCl 0.1 M} = 0.3700 \text{ cP}$$

$$= 0.0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{7.7193 \text{ kg/jam}}{1.2680 \text{ kg/L}}$$

$$= 6.0878 \text{ L/jam}$$

$$= 0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3 \times Q_f^{0.36} \times \mu^{0.18} \\
 &= 3 \times (0.0001 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.36} \times (0.37 \text{ cP})^{0.18} \\
 &= 0.0756 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/8 in sch 80

maka:

$$\text{OD} = 0.4050 \text{ in} = 0.0337 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.2150 \text{ in} = 0.0179 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0.25\pi\text{ID}^2 \\
 &= 0.25 \times 3.14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0003 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0003 \text{ ft}^2} \\
 &= 0.2371 \text{ ft/s} \\
 &= 14.2249 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{79.1587 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0179 \text{ ft} \times 0.2371 \text{ ft/s}}{0.0002 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 1,351.8483
 \end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

c. Outlet nozzle

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa larutan keluar} &= 22,316.7702 \text{ kg/jam} \\
 \rho \text{ larutan keluar} &= 1.1391 \text{ kg/L} \\
 &= 71.1122 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} = 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{22,316.7702 \text{ kg/jam}}{1.1391 \text{ kg/L}} \\
 &= 19,591.4493 \text{ L/jam} \\
 &= 0.1921 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,1921 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (71,1122 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3.2315 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3 in sch 80maka:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 3.5000 \text{ in} = 0.2916 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2.9000 \text{ in} = 0.2416 \text{ ft} \\
 A &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0458 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.1921 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2} \\
 &= 4.1936 \text{ ft/s} \\
 &= 251.6137 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{71.1122 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 4.1936 \text{ ft/s}}{0.0108 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 6,700.4058
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | MT-03 |
| Fungsi | Untuk mereaksikan larutan D-fruktosa dengan HCI yang berfungsi untuk menurunkan pH larutan agar tidak terjadi reaksi balik D-frukosa menjadi D- |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 24,4893 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Diameter dalam | 2,7242 m |
| Diameter luar | 2,7432 m |
| Tinggi Silinder | 4,1148 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4636 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4636 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,0865 m |
| Jenis pengaduk | <i>Flat six blade turbine with disk</i> |
| Jumlah pengaduk | 4 buah |
| Power | 1 Hp |



29. Tangki Penampung Karbon Aktif

Fungsi : Menyimpan karbon aktif yang akan digunakan dalam tangki karbonasi selama 30 hari

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 304 grade 3

Kapasitas : 4.4643 m³

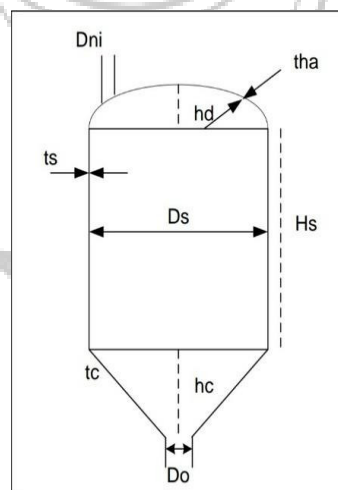
Jumlah : 1.0000 buah

Laju alir massa karbon aktif = 11.1606 kg/jam
= 24.6046 lb/jam

ρ karbon aktif = 2.2500 kg/L
= 2,250.0000 kg/m³
= 140.3770 lb/ft³

Laju alir volumetrik karbon aktif = $\frac{\text{Laju alir massa karbon aktif}}{\rho \text{ karbon aktif}}$
= $\frac{11.1606 \text{ kg/jam}}{2,250.0000 \text{ kg/m}^3}$
= 0.0050 m³/jam
= 0.0000 m³/s

Volume larutan = 0.0050 m³/jam x 720.0000 jam
= 3.5714 m³



Keterangan :

D_s : Diameter silinder
H_s : Tinggi silinder
h_d : Tinggi tutup atas
t_{ha} : Tebal tutup atas
h_c : Tinggi konis
t_c : Tebal konis
D_{no} : Diameter nozzle outlet
D_{ni} : Diameter nozzle inlet
t_s : Tebal silinder

Volume larutan = 0.8000 volume total

Volume tangki (V_t) = $\frac{100.0000}{80.0000} \times 3.5714 \text{ m}^3$
= 4.4643 m³

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

Volume silinder (V_s) = $0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$
= $0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$
= $1.1775 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup atas (V_d) berbentuk standart dish head = $\left(\frac{4}{3} h^2\right) (3r-h)$
(apabila pada jenis tutup tersebut $d=r$, dimana crown radius dan harga $h = 0,169d$)
= $\left(\frac{4}{3}\right) (0,169D)^2 (3 D - 0,169D)$
= $0.0636 D_s^3 \cdot m^3$

Volume tutup bawah (V_k) berbentuk konis = $\frac{\pi \times D_s^3}{24 \text{ tg } 0,5 \alpha}$
= $\frac{3,14 \times D_s^3}{24 \times \text{tg}(0,5 \times 120)}$
= $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

Volume total = $V_s \text{ silinder} + v. \text{ tutup atas} + v. \text{ tutup bawah}$
 $4.4643 m^3 = (1,1775 + 0,0636 + 0,0755) D_s^3 \cdot m^3$
 $4.4643 m^3 = 1.3166 m^3 D_s^3$
 $D_s^3 = \frac{4.4643 m^3}{1.3166 m^3}$
 $D_s^3 = 3.3907 m$
 $D_s = 1.5023 m$
= $59.1463 in$

Diambil diameter standar (OD) = 60.0000 in (Brownell & Young, hal 90 pdf 102)
= 1.5240 m

Tinggi bagian silinder (H_s) = $1.5 * D_s$
= 1.5000 x 60.0000 in
= 90.0000 in
= 2.2860 m

Tinggi tutup atas (H_d) berbentuk standart dish head = 0.1690 D
= 0.1690 OD
= 0.1690 x 60.0000 in
= 10.1400 in
= 0.2576 m

Tinggi tutup bawah (H_k) berbentuk konis = $\frac{0,5 D}{\text{tg } (0,5a)}$
= $\frac{0,5 OD}{\text{tg } (0,5a)}$
= $\frac{0.5000 \times 60.0000 \text{ in}}{\text{tg } (0,5 \times 120)}$
= 17.3205 in
= 0.4399 m

Volume larutan pada = $0.0755 D_s^3 \cdot m^3$

$$\begin{aligned} \text{tutup bawah berbentuk konis} &= 0.0755 \times 3.5396 \text{ m}^3 \\ &= 0.2674 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 3.5714 \text{ m}^3 - 0.2674 \text{ m}^3 \\ &= 3.3040 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{3.3040 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 2.3226 \text{ m}^2} \\ &= 1.8122 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah berbentuk konis} \\ &= 1.8122 \text{ m} + 0.4399 \text{ m} \\ &= 2.2521 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\ &= (2,2860 + 0,2576 + 0,4399) \text{ m} \\ &= 2.9835 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 140.3770 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2.2521 \text{ m} \\ &= 3.098.2512 \text{ N/m}^2 \\ &= 0.4494 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 0,4494 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 15.1718 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\ & \quad \text{(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)} \\ f \text{ allowable} &= 18.750.0000 \text{ psi} \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \\ & \quad \text{(Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266)} \\ E &= 0.8000 \end{aligned}$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C$$

$$= \frac{15.1718 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 15,1718 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1553 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal silinder standa

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

ID

$$= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 60.0000 \text{ in} - 0.3750 \text{ in}$$

$$= 59.6250 \text{ in}$$

$$= 1.5145 \text{ m}$$

Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head
dianggap $r = \text{OD} = 54 \text{ in}$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$t_{\text{head atas}} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 15,1718 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 15,1718 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1787 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal tutup atas standart

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in adalah :

$$\text{icr} = 3.2500 \text{ in}$$

$$r = 54.0000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat $\text{sf} = 1,5 - 2 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Pers. 6.154 Brownell & Young hal. 118 pdf 130)

$$t_{\text{head bawah}} = \frac{Pd \times \text{OD}}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4Pd)} + c$$

$$= \frac{15,1718 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 15,1718 \text{ psi})} + 0.1250$$

$$= 0.1857 \text{ in}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Tebal tutup bawah standart

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

Tinggi total tangki

Tinggi total tangki

$$= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + \text{sf}$$

$$= 90 \text{ in} + 10,1400 \text{ in} + 17,3205 \text{ in} + 1,75 \text{ in}$$

$$= 119.2105 \text{ in}$$

$$= 3.0279 \text{ m}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet nozzle

Diameter inlet nozzle tangki Glukoamilase ditetapkan : 4 in sch 80

(App. K Brownell Young hal 387 pdf 399)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5000 \text{ in} \\ &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.3750 \text{ ft} \\ \\ \text{ID} &= 3.8260 \text{ in} \\ &= 0.0972 \text{ m} \\ &= 0.3188 \text{ ft} \\ \\ \text{A} &= 0,25\pi\text{ID}^2 \\ &= 0.0798 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :
asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} \text{Rate massa larutan masuk} &= 11.1606 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ larutan masuk} &= 2.2500 \text{ kg/L} \\ &= 140.4630 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ larutan masuk} &= 2.5600 \text{ cP} = 0.0017 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{11.1606 \text{ kg/jam}}{2.2500 \text{ kg/L}} \\ &= 4.9603 \text{ L/jam} \\ &= 0.0000 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran laminar, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

μ : fluid viscosity, cP

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \\ &= 3 \times (0,000049 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} \times (2,56 \text{ cP})^{0,18} \\ &= 0.2046 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 1/4 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.5400 \text{ in} = 0.0450 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.3020 \text{ in} = 0.0252 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,25\pi\text{D}^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0005 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:

Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.0000 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0005 \text{ ft}^2} \\ &= 0.0979 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$= 5.8743 \text{ ft/min}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{140.4630 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0252 \text{ ft} \times 0.0979 \text{ ft/s}}{0.0017 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 201.1083$$

$N_{re} < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/4 in sch 80

Spesifikasi

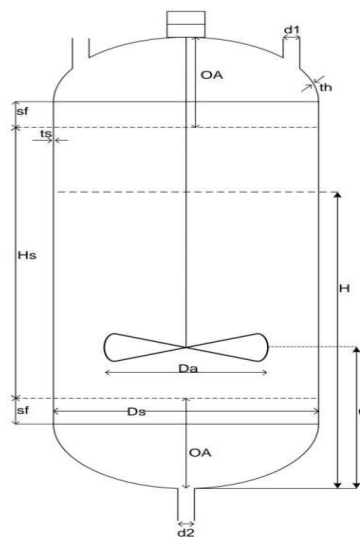
Keterangan

| | |
|--------------------|--|
| Kode | T-07 |
| Fungsi | Menyimpan karbon aktif yang akan digunakan dalam tangki karbonasi selama 30 ha |
| Bentuk | ilinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 4,4643 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 30°C |
| Diameter dalam | 1,5145 m |
| Diameter luar | 1,5240 m |
| Tinggi Silinder | 2,2860 m |
| Tebal silinder | 3/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2576 m |
| Tebal tutup atas | 3/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4399 m |
| Tebal tutup bawah | 3/16 in |
| Tinggi total | 3,0279 m |



30. Tangki karbonasi

- Fungsi : Menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sebelumnya dengan penambahan karbon akti
- Kondisi Operasi : P = 1.0000 atm
T = 60.0000 °C
- Bentuk : Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
- Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
- Sistem Operasi : Batch



Keterangan :

- D_s : Diameter silinder
- H_s : Tinggi silinder
- OA : Tinggi dish
- t_h : Tebal dish
- d₁ : Diameter inlet
- d₂ : Diameter outlet
- C : Jarak propeller dengan dasar tangki
- H : Tinggi larutan

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0,9832 kg/L

Feed tangki karbonasi

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|--------------------------------------|-------------|----------|-------------|
| Pati | 2.4867 | 1.4749 | 1.6860 |
| Air | 11,160.2972 | 0.9832 | 11,350.5321 |
| Protein | 1.8856 | 0.8751 | 2.1548 |
| Lemak | 0.6010 | 0.7866 | 0.7641 |
| Abu | 2.6163 | 1.3765 | 1.9007 |
| Dekstrin | 0.5892 | 1.5142 | 0.3891 |
| Maltosa | 352.4853 | 1.5142 | 232.7881 |
| Dekstrosa | 2,697.9203 | 1.5339 | 1,758.9155 |
| α-amilase | 0.0828 | 1.2291 | 0.0674 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 1.1799 | 0.0513 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 1.8267 | 1.6518 | 1.1059 |
| NaOH | 0.0002 | 2.0943 | 0.0001 |
| Glukoisomerase | 2.1331 | 0.3245 | 6.5741 |
| Fruktosa | 8,093.7617 | 1.2979 | 6,236.1556 |
| HCl | 0.0236 | 1.2467 | 0.0189 |
| Karbon aktif | 11.1606 | 2.2123 | 5.0448 |
| Total | 22,327.9308 | | 19,598.1485 |

$$\rho \text{ larutan} = \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{22,327.9308 \text{ kg}}{19,598.1485 \text{ L}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.1393 \text{ kg/L} \\
 &= 1,139.2878 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} \\
 &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Volume larutan} &= 19,598.1485 \text{ L} \\
 &= 19.5981 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 0.8000 \text{ volume total} \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 19.5981 \text{ m}^3 \\
 &= 24.4977 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dimensi $H_s/D_s = 1.5000$ (Tabel 4-25 dan 4-27, Ulrich)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\
 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) h^3 (3r-h) \\
 \text{berbentuk standart dished head} & \text{ (apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0,169d)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^3 (3(D-0,169D)) \\
 &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3
 \end{aligned}$$

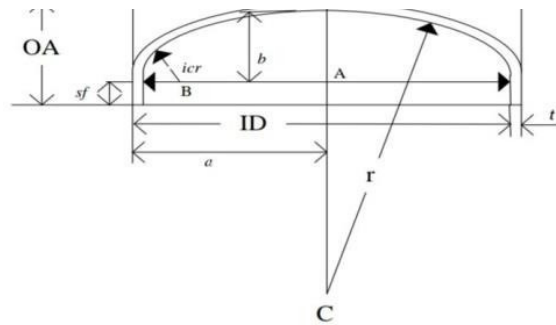
$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\
 24.4977 \text{ m}^3 &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 24.4977 \text{ m}^3 &= 1.3047 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{D}_s^3 &= \frac{24.4977 \text{ m}^3}{1.3047} \\
 \text{D}_s^3 &= 18.7765 \text{ m}^3 \\
 \text{D}_s &= 2.6579 \text{ m} \\
 &= 104.6416 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 108.0000 \text{ in} \\
 &= 2.7432 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1,5 \cdot \text{D}_s \\
 &= 1.5000 \times 108.0000 \text{ in} \\
 &= 162.0000 \text{ in} \\
 &= 4.1148 \text{ m}
 \end{aligned}$$





$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (H}_d\text{)} &= 0.1690 \text{ D} \\
 \text{berbentuk standart dish head} &= 0.1690 \text{ OD} \\
 &= 0.1690 \times 108.0000 \text{ in} \\
 &= 18.2520 \text{ in} \\
 &= 0.4636 \text{ m}
 \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
 H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
 &= 18.2520 \text{ in} \\
 &= 0.4636 \text{ m} \\
 \\
 \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0.0636 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{berbentuk standart dished head} &= 0.0636 \times 20.6430 \text{ m}^3 \\
 &= 1.3129 \text{ m}^3 \\
 \\
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\
 &= 19.5981 \text{ m}^3 - 1.3129 \text{ m}^3 \\
 &= 18.2853 \text{ m}^3 \\
 \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \text{ D}_s^2} \\
 &= \frac{18.2853 \text{ m}^3}{3.14/4 \times 7.5251 \text{ m}^2} \\
 &= 3.0954 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\
 &= 3.0954 \text{ m} + 0.4636 \text{ m} \\
 &= 3.5590 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\
 &= (4.1148 + 0.4636 + 0.4636) \text{ m} \\
 &= 5.0420 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
 &= 1,139.2878 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 3.5590 \text{ m} \\
 &= 39,736.2868 \text{ N/m}^2 \\
 &= 5.7633 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$P_{\text{atm}} = 1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 &= 14.7 \text{ psi} && 1 \text{ atm} \\
 Pd &= P \text{ atm} &+& P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14.7 \text{ psi} &+& 5,7633 \text{ psi} \times 1.0500 \\
 &= 20.7514 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 240 tipe 316 Grade M} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \\
 &\quad (\text{App D Brownell Young hal. 342 pdf 354})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f \text{ allowable} &= 18,750.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}) \\
 C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \\
 &\quad (\text{Table 13.2 Brownell \& Young hal. 254 pdf 266}) \\
 E &= 0.8000
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4Pd)} + C \\
 &= \frac{20.7514 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 20,7514 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1997 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder standar} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 108.0000 \text{ in} - 0.7500 \text{ in} \\
 &= 107.2500 \text{ in} \\
 &= 2.7242 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = OD = 108 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0,1Pd)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 20,7514 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 20,7514 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (standart)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 0.3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk OD = 108 in, maka :

$$\text{icr} = 6.5000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 3/16 in didapat sf = 1,5 - 3 in, maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + \text{sf} \\ &= 162 \text{ in} + 15,21 \text{ in} + 15,21 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 200.2540 \text{ in} \\ &= 5.0865 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung diameter pelat awal untuk membuat tutup (D_{blanko})

(Pers. 5.12 Brownell & Young hal. 88 pdf 100)

$$\begin{aligned} D_{\text{blanko}} &= \text{OD} + (\text{OD}/42) + 2\text{sf} + (2/3)\text{icr} \quad (\text{tebal} < 1\text{in}) \\ &= 108 \text{ in} + (108 \text{ in}/42) + (2 \times 1,75 \text{ in}) + ((2/3 \times 6,5 \text{ in})) \\ &= 118.4048 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Pengaduk

$$\mu \text{ larutan} = 16.0000 \text{ cp}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk* jumlah baffle 4 buah (Table 3.4-1 Geankoplis 4rd ed, hal pdf 330)

| | | | | | |
|-------|---|-------------|----|---|--------|
| Da/Dt | = | 0.3000 | Da | = | 0.8230 |
| W/Da | = | 0.2000 | W | = | 0.1646 |
| L/Da | = | 0.2500 | L | = | 0.2057 |
| C/Dt | = | 0.3330 | C | = | 0.9135 |
| Dt/J | = | 12.0000 | J | = | 0.2286 |
| N | = | 40.0000 rpm | | | |
| | = | 0.6667 rps | | | |

dimana:

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

(Pers. 3.4-1 Geankoplis 4rd ed pdf hal 331)

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(0,8230)^2 \times 0,6667 \text{ rps} \times 1.139,2878 \text{ kg/m}^3}{0,0160 \text{ kg/m.s}} \\ &= 32,149.9015 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat :

$$N_p = 4.8800$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 4,88 \times 1.139,2878 \text{ kg/m}^3 \times (0,6667 \text{ rps})^3 \times (0,8230\text{m})^5 \\ &= 621.8321 \text{ J/s} \end{aligned}$$

$$= 0.6218 \text{ kW}$$

$$= 0.8339 \text{ Hp}$$

diambil power standar = 1 Hp

4. Perhitungan diameter nozzle

a. Inlet nozzle feed bahan

Diameter inlet nozzle feed bahan ditetapkan : 3 in ch 80

(App. K Brownell Young hal 388 pdf 400)

$$\text{OD} = 3.5000 \text{ in}$$

$$= 0.0889 \text{ m}$$

$$= 0.2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.9000 \text{ in}$$

$$= 0.0737 \text{ m}$$

$$= 0.2417 \text{ ft}$$

$$A = 0,25\pi\text{ID}^2$$

$$= 0.0458 \text{ ft}^2$$

b. Inlet nozzle karbon aktif

Diameter inlet nozzle karbon aktif ditetapkan : 1/4 in sch 80maka:

$$\text{OD} = 0.5400 \text{ in} = 0.0450 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.3020 \text{ in} = 0.0252 \text{ ft}$$

$$A = 0,25\pi\text{D}^2$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2$$

$$= 0.0005 \text{ ft}^2$$

c. Outlet nozzle

$$\text{Rate massa larutan keluar} = 22,327.9308 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ larutan keluar} = 1.1393 \text{ kg/L}$$

$$= 71.1235 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ larutan} = 16.0000 \text{ cP} = 0.0108 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{22,327.9308 \text{ kg/jam}}{1.1393 \text{ kg/L}}$$

$$= 19,598.1485 \text{ L/jam}$$

$$= 0.1922 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,1922 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (71,1235 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3.2321 \text{ in}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 3 in sch 80

maka:

$$\text{OD} = 3.5000 \text{ in} = 0.2916 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 2.9000 \text{ in} = 0.2416 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0458 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.1922 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2} \\
 &= 4.1950 \text{ ft/s} \\
 &= 251.6998 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{71.1235 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 4.1950 \text{ ft/s}}{0.0108 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 6,703.7567
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------|---|
| Kode | D-01 |
| Fungsi | Menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan sebelumnya dengan penambahan karbon aktif |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 240 grade M tipe 316 |
| Kapasitas | 24,4977 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Diameter dalam | 2,7242 m |
| Diameter luar | 2,7432 m |
| Tinggi Silinder | 4,1148 m |
| Tebal silinder | 3/8 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4636 m |
| Tebal tutup atas | 3/8 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4636 m |
| Tebal tutup bawah | 3/8 in |
| Tinggi total | 5,0865 m |
| Jenis pengaduk | Flat six blade turbine with disk |
| Jumlah pengaduk | 4 buah |
| Power | 1 Hp |

31. Filter Press

Fungsi = Memisahkan impuritis dari larutan induk
 Tipe = Horizontal Plate and Frame Filter Press
 Jumlah = 1 buah

Kondisi Operasi :

T : = 30.0000 °C
 Dirancang untuk = 2,5 jam

Aliran masuk :

| Komponen | Massa (kg) | Fraksi | ρ (kg/L) | mc |
|--------------------------------------|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Pati | 2.4867 | 0.0001 | 1.5000 | 0.0002 |
| Air | 11,160.2972 | 0.4998 | 1.0000 | 0.4998 |
| Protein | 1.8856 | 0.0001 | 0.8900 | 0.0001 |
| Lemak | 0.6010 | 0.0000 | 0.8000 | 0.0000 |
| Abu | 2.6163 | 0.0001 | 1.4000 | 0.0002 |
| Dekstrin | 0.5892 | 0.0000 | 1.5400 | 0.0000 |
| Maltosa | 352.4853 | 0.0158 | 1.5400 | 0.0243 |
| Dekstrosa | 2,697.9203 | 0.1208 | 1.5600 | 0.1885 |
| α -amilase | 0.0828 | 0.0000 | 1.2500 | 0.0000 |
| Glukoamilase | 0.0605 | 0.0000 | 1.2000 | 0.0000 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 1.8306 | 0.0001 | 1.6800 | 0.0001 |
| NaOH | 0.0002 | 0.0000 | 2.1300 | 0.0000 |
| Glukoisomerase | 2.1368 | 0.0001 | 0.3300 | 0.0000 |
| Fruktosa | 8,093.7617 | 0.3625 | 1.3188 | 0.4781 |
| HCl | 0.0236 | 0.0000 | 1.2680 | 0.0000 |
| Karbon aktif | 11.1606 | 0.0005 | 2.2500 | 0.0011 |
| Total | 22,327.9384 | 1.0000 | | 1.1925 |

Aliran cake atau padatan :

| Komponen | Massa (kg) | Fraksi | ρ (kg/L) | V (L) |
|--------------------------------------|-----------------|---------------|---------------|-----------------|
| Pati | 2.4867 | 0.0181 | 1.5000 | 1.6578 |
| Air | 2.3688 | 0.0173 | 1.0000 | 2.3688 |
| Protein | 1.8856 | 0.0137 | 0.8900 | 2.1187 |
| Lemak | 0.6010 | 0.0044 | 0.8000 | 0.7513 |
| Abu | 2.6163 | 0.0191 | 1.4000 | 1.8688 |
| Dekstrin | 0.5892 | 0.0043 | 1.5400 | 0.3826 |
| Maltosa | 3.5238 | 0.0257 | 1.5400 | 2.2882 |
| Dekstrosa | 26.9765 | 0.1965 | 1.5600 | 17.2926 |
| α -amilase | 0.0825 | 0.0006 | 1.2500 | 0.0660 |
| Glukoamilase | 0.0589 | 0.0004 | 1.2000 | 0.0491 |
| MgSO ₄ .7H ₂ O | 1.8267 | 0.0133 | 1.6800 | 1.0873 |
| NaOH | 0.0000 | 0.0000 | 2.1300 | 0.0000 |
| Glukoisomerase | 2.1331 | 0.0155 | 0.3300 | 6.4640 |
| Fruktosa | 80.9412 | 0.5897 | 1.3188 | 61.3749 |
| HCl | 0.0002 | 0.0000 | 1.2680 | 0.0002 |
| Karbon aktif | 11.1625 | 0.0813 | 2.2500 | 4.9611 |
| Total | 137.2531 | 1.0000 | | 102.7314 |

Aliran filtrat :

| Komponen | Massa (kg) | Fraksi | ρ (kg/L) | V (L) |
|--------------|--------------------|---------------|---------------|--------------------|
| Air | 11,157.9283 | 0.5028 | 1.0000 | 11,157.9283 |
| Maltosa | 348.9615 | 0.0157 | 1.5400 | 226.5984 |
| Dekstrosa | 2,670.9438 | 0.1204 | 1.5600 | 1,712.1435 |
| NaOH | 0.0002 | 0.0000 | 2.1300 | 0.0001 |
| Fruktosa | 8,012.8205 | 0.3611 | 1.3188 | 6,075.8421 |
| HCl | 0.0233 | 0.0000 | 1.2680 | 0.0184 |
| Total | 22,190.6777 | 1.0000 | | 19,172.5308 |

Rate massa masuk = 22,327.9384 kg/jam
 = 49,224.1729 lb/jam

Rate filtrat keluar = 22,190.6777 kg/jam
 = 48,921.5681 lb/jam

ρ filtrat = 1.1574 kg/L
 = 72.2554 lb/ft³
 = 1,157.4204 kg/m³

Filtrat per siklus = Rate filtrat keluar x waktu operasi (1 batch)
 = 22,190.6777 kg x 1.0000
 = 22,190.6777 kg
 = 48,921.5681 lb

Volume filtrat = $\frac{\text{rate filtrat keluar}}{\rho \text{ filtrat}}$
 = $\frac{48,921.5681 \text{ lb}}{72.2554 \text{ lb/ft}^3}$
 = 677.0642 ft³
 = 19.1609 m³

Trial harga A yang memberikan waktu yang sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

Trial : Luas filter (A) = 50.0000 ft²
 = 4.6450 m²

Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

Waktu filtrasi (t_f) : (Geankoplis, pers.14.2-17)

$$t_f = (K_p/2)V^2 + BV$$

Mencari harga K_p :

(Geankoplis, pers.14.2-14)

$$K_p = \frac{\mu a c_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

Dimana :

μ = viskositas filtrat, kg/m.s

$a = \frac{1.0000}{K \rho_s (1-x)}$ m/kg

c_s = konsentrasi slurry, kg/m³

A = luas total frame, m²

($-\Delta p$) = tekanan filtrasi, N/m²

Menurut Hugot dlm dokumen.tech_appendix. range 40-50 psi

Diambil :

($-\Delta p$) = 40.0000 psi
 = 275,790.2920 N/m²

$$\begin{aligned} \mu &= 16.0000 \text{ cP} \\ &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \\ K &= \text{permeabilitas, m}^2 \\ &= \frac{g_c D_p^2 F_{Re}}{32 F_f} \quad (\text{Brown, pers.172}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_s &= \text{densitas solid pada cake, kg/m}^3 \\ X &= \text{porositas cake} \end{aligned}$$

Menurut Brown, tabel 26

$$\begin{aligned} X &= 0,3781-0,468 \\ \text{diambil} &= 0,4231 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= \text{densitas filtrat, kg/m}^3 \\ D_p &= \text{Diameter partikel} \end{aligned}$$

Menurut Brown, tabel 26

$$\begin{aligned} D_p &= 0.2170 \text{ in} \\ &= 0.0181 \text{ ft} \\ y &= \text{sphericity} \end{aligned}$$

Menurut Brown, tabel 26

$$\begin{aligned} y &= 1.0000 \\ F_{Re} &= \text{Reynold Number Factor} \\ F_f &= \text{Friction factor} \\ g_c &= 9.8000 \text{ m/s}^2 \\ &= 32.1518 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

Dari fig.219 Brown untuk $X = 0,42$ dan $y = 1$ $F_{re} = 42$

Dari fig. 220 Brown untuk $X = 0,42$ dan $y = 1$ $F_f = 1.100$

Sehingga :

$$\begin{aligned} K &= \frac{g_c D_p^2 F_{Re}}{32 F_f} \\ &= \frac{32,2 \text{ ft/s}^2 \cdot 0,02^2 \text{ ft} \cdot 42.0000}{32.0000 \cdot 1.100} \\ &= 0.0000 \text{ m}^2 \\ \rho_s &= 1.3360 \text{ kg/L} \\ &= 1,336.0385 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diperoleh :

$$\begin{aligned} a &= \frac{1.0000}{K \rho_s (1-x)} \\ &= \frac{1.0000}{0,0000125 \text{ m}^2 \times 1.336,04 \text{ kg/m}^3 \times (1-0,4231)} \\ &= 103.5043 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} c_x &= \frac{\text{kg solid}}{\text{kg slurry}} \\ &= \frac{137.2531}{22,327.9384} \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \\ &= 0.0061 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} c_s &= \frac{\rho c_x}{1 - \mu c_x} \\ &= \frac{1.157,4 \text{ kg/m}^3 \times 0,0061}{1 - 16 \text{ cP} \times 0,0061} \\ &= 7.8909 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_p &= \frac{\mu a c_s}{A^2 (-\Delta p)} \quad \Delta p = 275790.292 \text{ N/m}^2 \\
 &= \frac{0,016 \text{ kg/m.s} \times 103,5 \text{ m/kg} \times 7,8909 \text{ kg/m}^3}{(4\,645 \text{ m}^2)^2 \times 275.790,3 \text{ N/m}^2} \\
 &= 0.0000 \text{ s/m}^6
 \end{aligned}$$

Mencari harga B,

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{\mu \times R_m}{A \times (-\Delta P)} \\
 &= \frac{0,016 \text{ kg/m.s} \times 1E+10 \text{ m}^{-1}}{4,645 \text{ m}^2 \times 275.790,3 \text{ N/m}^2} \\
 &= 124.8979 \text{ s/m}^3
 \end{aligned}$$

Mencari waktu filtrasi,

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{(K_p/2)V^2 + BV}{A} \\
 &= \frac{2,395.0133 \text{ s}}{39.9169 \text{ menit}} \\
 &= 0.6653 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu pencucian (t_w) dicari dengan menggunakan hubungan :

$$t_w = \frac{V_w}{\text{kecepatan pencucian}}$$

Dimana : V_w = volume air pencucian

Kecepatan pencucian dicari dalam Geankoplis dengan menggunakan rumus 14.2-20:

$$\begin{aligned}
 \frac{dV}{dt} &= \frac{1.0000}{4.0000} \times \frac{1.0000}{K_p V_f + B} \\
 &= \frac{1.0000}{4.0000} \times \frac{1.0000}{124.8980} \\
 &= 0.0020 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_w &= 20 \% \text{ volume filtrat} \\
 &= 3.8322 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= \frac{3.8322 \text{ m}^3}{0.0020 \text{ m}^3/\text{s}} \\
 &= 1,914.5278 \text{ s} \\
 &= 31.9088 \text{ menit} \\
 &= 0.5318 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi : waktu pembersihan filter press (t_d) = 60 menit

Waktu total per

$$\begin{aligned}
 \text{siklus} &= t_f + t_w + t_d \\
 &= 39,9169 + 31,9088 + 60 \\
 &= 131.8257 \text{ menit} \\
 &= 2.1971 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu total filtrasi hasil perhitungan telah memenuhi, sehingga trial luas filter (A) sudah benar yaitu $A = 50 \text{ ft}^2 = 4,65 \text{ m}^2$

Menentukan ukuran filter press :

Dari Hugot hal. 469, diambil :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran frame} &= (36 \times 36) \text{ in} \\
 \text{Luas frame} &= 1,296.0000 \text{ in}^2 \\
 &= 0.8361 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah frame} &= \frac{\text{luas filter}}{\text{luas frame}} = \frac{4,65 \text{ m}^2}{0,8361 \text{ m}^2} \\
 &= 5.5614 \\
 &= 6.0000 \\
 \text{Jumlah plate} &= 5.0000 \\
 \text{Jumlah cake per siklus} &= 62.4703 \text{ kg} \\
 \rho \text{ cake} &= \text{#####} \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume cake per siklus} &= 0.0468 \text{ m}^3 \\
 \text{Tebal plate dan frame} &= 1.2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------------|--|
| Kode | P-12 |
| Fungsi | Memisahkan impuritis dari larutan induk |
| Tipe | <i>Horizontal plate and frame filter press</i> |
| Kapasitas | 22.327,9384 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Suhu 30°C dan waktu 2,5 jam |
| Luas filter | 4,645 m ² |
| Tebal plate dan frame | 1,25 in |
| Jumlah plate | 5.0000 |
| Jumlah frame | 6.0000 |
| Ukuran frame | (36 x 36) in |
| Waktu total per siklus | 2 jam |



32. Tangki Penampung II

- Fungsi : Menampung filtrat dari filter press sebelum masuk ke ion exchanger II
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
- Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3
- Kapasitas : 14.1852 m³
- Jumlah : 1.0000 buah

1. Menentukan Volume Tangki

(Geankoplis 3rded, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Densitas air pada suhu 60°C = 0.9832 kg/L

Feed tangki penampung II

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-----------|-------------|----------|-------------|
| Air | 11,157.9283 | 0.9832 | 11,348.1229 |
| Maltosa | 348.9615 | 1.5142 | 230.4609 |
| Dekstrosa | 2,670.9438 | 1.5339 | 1,741.3281 |
| NaOH | 0.0002 | 2.0943 | 0.0001 |
| Fruktosa | 8,012.8205 | 1.2979 | 6,173.7913 |
| HCl | 0.0233 | 1.2467 | 0.0187 |
| Total | 22,190.6777 | | 11,348.1229 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{22,190.6777 \text{ kg}}{11,348.1229 \text{ L}} \\ &= 1.9554 \text{ kg/L} \\ &= 1,955.4492 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ larutan} &= 16.0000 \text{ cP} \\ &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 11,348.1229 \text{ L} \\ &= 11.3481 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0.8000 \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 11.3481 \text{ m}^3 \\ &= 14.1852 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

$$\text{Digunakan dimensi } H_s/D_s = 1.5000 \quad (\text{Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich})$$

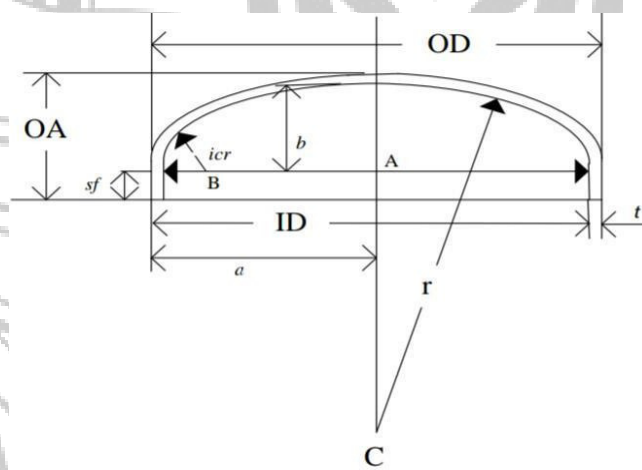
$$\text{Volume silinder } (V_s) = 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.1775 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{Volume tutup} &= \left(\frac{\pi}{4} h^3\right) (3r-h) \\
 \text{berbentuk standart dished head} &\quad (\text{apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown radius dan harga } h = 0,169d) \\
 &= \left(\frac{\pi}{4}\right) (0,169D)^2 (3(D-0,169D)) \\
 &= 0,0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\
 14.1852 \text{ m}^3 &= 1.1775 D_s^3 \cdot \text{m}^3 + 2 \times 0,0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 14.1852 \text{ m}^3 &= 1.3047 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 D_s^3 &= \frac{14.1852 \text{ m}^3}{1.3047} \\
 D_s^3 &= 10.8723 \text{ m}^3 \\
 D_s &= 2.2153 \text{ m} \\
 &= 87.2183 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 90.0000 \text{ in} \\
 &= 2.2860 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bagian silinder (H}_s\text{)} &= 1,5 \cdot D_s \\
 &= 1.5000 \times 90.0000 \text{ in} \\
 &= 135.0000 \text{ in} \\
 &= 3.4290 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (H}_d\text{)} &= 0,1690 D \\
 \text{berbentuk standart dish head} &= 0,1690 OD \\
 &= 0,1690 \times 90.0000 \text{ in} \\
 &= 15.2100 \text{ in} \\
 &= 0,3863 \text{ m}
 \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
 H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
 &= 15.2100 \text{ in} \\
 &= 0,3863 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0,0636 D_s^3 \cdot \text{m}^3 \\
 \text{berbentuk standart dished head} &= 0,0636 \times 11.9462 \text{ m}^3 \\
 &= 0,7598 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\ &= 11.3481 \text{ m}^3 - 0.7598 \text{ m}^3 \\ &= 10.5883 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{10.5883 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 5.2258 \text{ m}^2} \\ &= 2.5811 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_i\text{)} &= T \text{ larutan dalam silinder} + T \text{ tutup bawah} \\ &= 2.5811 \text{ m} + 0.3863 \text{ m} \\ &= 2.9674 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\ &= (3,4290 + 0,3863 + 0,3863) \text{ m} \\ &= 4.2017 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_i \\ &= 1,955.4492 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 2,9674 \text{ m} \\ &= 56,866.2681 \text{ N/m}^2 \\ &= 8.2478 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)
Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 8,2478 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 23.3601 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 Tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \end{aligned}$$

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$\begin{aligned} f \text{ allowable} &= 18,050.0000 \text{ psi} \quad (60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}) \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\ &= \frac{23.3601 \text{ psi} \times 90 \text{ in}}{2 \times (18050 \times 0,8 + 0,4 \times 23,3601 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1978 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standar} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 90.0000 \text{ in} - 0.6250 \text{ in} \\ &= 89.3750 \text{ in} \\ &= 2.2701 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head
dianggap $r = \text{OD} = 90 \text{ in}$

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0.885 \times Pd \times r}{(f \times E - 0.1Pd)} + c \\ &= \frac{0.885 \times 23,3601 \text{ psi} \times 90 \text{ in}}{(18050 \times 0.8 - 0.1 \times 23,3601 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1250 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Pers. 13.12 Brownell \& Young hal. 258 pdf 270})$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas (standart)} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Table 5.7 Brownell \& Young hal. 90 pdf 102})$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\ &= \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $\text{OD} = 90 \text{ in}$, maka :

$$\text{icr} = 5.5000 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $5/16 \text{ in}$ didapat $\text{sf} = 1.5\text{-}3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$\text{sf} = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + \text{sf} \\ &= 135 \text{ in} + 15,2100 \text{ in} + 15,2100 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 167.1700 \text{ in} \\ &= 4.2461 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Perhitungan diameter nozzle

Inlet dan outlet nozzle

$$\text{Rate larutan} = 22,190.6777 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{larutan}} &= 1.9554 \text{ kg/L} \\ &= 122.0748 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871})$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{larutan}} &= 16.0000 \text{ cp} \\ &= 0.0108 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0160 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q}_f) = \underline{22,190.6777} \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.9554 \text{ kg/L} \\
 &= 11,348.1229 \text{ L/jam} \\
 &= 0.1113 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : fluid density, lb/ft³

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,1113 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (122,0748 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 2,7115 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 2,5 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 2,8750 \text{ in} &= 0,2395 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2,3230 \text{ in} &= 0,1935 \text{ ft} \\
 A &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0,0294 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0,1113 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0294 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,7856 \text{ ft/s} \\
 &= 227,1378 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{122,0748 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1935 \text{ ft} \times 3,7856 \text{ ft/s}}{0,0108 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 8,317,4166
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 2,5 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | |
| Fungsi | Menampung filtrat dari filter press sebelum masuk ke ion exchanger II |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |
| Kapasitas | 14,1852 m ³ |

| | |
|--------------------|-----------------------------|
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 60°C |
| Diameter dalam | 2,2701 m |
| Diameter luar | 2,2860 m |
| Tinggi Silinder | 3,4290 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,3863 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,3863 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,2461 m |



33. Kation Exchanger II

| | | |
|------------------|---|--|
| Fungsi | = | Menghilangkan kation-kation pengotor |
| Bentuk | = | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head |
| Bahan | = | 304 grade 3 (SA 167) |
| Kapasitas | = | 22,190.6777 kg/jam |
| | = | 48,930.4444 lb/jam |
| Densitas larutan | = | 1.9554 kg/L |
| | = | 122.0717 lb/ft ³ |
| viskositas, m | = | 16.0000 cP |
| Rate volumetrik | = | 400.8336 ft ³ /jam |

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin :

| | | | | |
|-------------------------|---|--|---------------------|-----------|
| bulk density | = | 0,74 - 0,85 kg/L | | |
| suhu operasi optimal | = | 50 - 90 °C | | |
| kapasitas exchange | = | 0.7000 eq/L wet resin | | |
| Jumlah kation per jam | = | 0.0000 kg/jam | BE H ⁺ = | 1.0000 |
| Waktu regenerasi | = | 30.0000 hari | | |
| Jumlah kation | = | 0.0042 kg | = | 0.0042 eq |
| Volume resin dibutuhkan | = | $\frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$ | | |
| | = | $\frac{0.0042 \text{ eq}}{0.7000 \text{ eq/L}}$ | | |
| | = | 0.0061 L | | |
| | = | 0.0002 ft ³ | | |
| Space velocity | = | 10.0000 per jam | | |
| Tinggi bed minimal | = | 24.0000 in | | |
| | = | 2.0000 ft | | |
| Volume bed | = | $\frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$ | | |
| | = | $\frac{400.8338 \text{ ft}^3/\text{jam}}{10.0000 \text{ 1/jam}}$ | | |
| | = | 40.0834 ft ³ | | |
| Luas bed | = | $\frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$ | | |
| | = | $\frac{40.0834 \text{ ft}^3}{2.0000 \text{ ft}}$ | | |
| | = | 20.0417 ft ² | | |
| Luas penampang bed | = | $\pi/4 \times D^2$ | | |
| D | = | 5.0528 ft | | |

Menentukan dimensi tangki :

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dimensi = 1.5000
Hs/Ds

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi D_s^2 H \\
 &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times 1,5D \\
 &= 1.1775 D^3 \quad \text{m}^3 \\
 \\
 \text{Volume tutup} &= \text{Volume dish head} \\
 &= 0.0636 D_s^3 \\
 \\
 \text{Diameter} &= 5.0528 \quad \text{ft} = 60.6336 \quad \text{in} \\
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 66.0000 \quad \text{in} \\
 &= 1.6764 \quad \text{m} \\
 &\quad \text{(Brownell \& Young, hal 90 pdf 102)} \\
 \\
 \text{Maka tinggi bagian silinder tangki (Hs)} &= 99.0000 \quad \text{in} \\
 &= 2.5146 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0.1690 \quad \text{OD} \\
 &= 11.1540 \quad \text{in} \\
 &= 0.2833 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian konikal (tutup bawah) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (Hk)} &= \frac{0,5 D}{\text{tg}(0,5a)} \\
 &= \frac{0,5 \text{ OD}}{\text{tg}(0,5a)} \\
 &= \frac{0.5000 \times 66.0000 \text{ in}}{\text{tg}(0,5 \times 120)} \\
 &= 19.0526 \quad \text{in} \\
 &= 0.4839 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\
 &= (2,5146 + 0,2833 + 0,4839) \quad \text{m} \\
 &= 3.2818 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tangki :

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatisnya

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= 0.1500 \quad \text{atm} \quad \text{(Fakhrur risya, 2020)} \\
 &= 2.2044 \quad \text{psig} \\
 \text{Tekanan perencanaan} &= 1.0500 \quad \text{x} \quad P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 2.3146 \quad \text{psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki :

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Doble welded butt joint} \\
 f_{\text{allowable}} &= 18,750.0000 \quad \text{psi}
 \end{aligned}$$

(App D Brownell Young)

$$\begin{aligned}
 C &= 0.1250 \\
 &= 0.1250
 \end{aligned}$$

(Brownell \& Young Table 13.2)

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8000 \\
 t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times \text{OD}}{2x(f \times E + 0,4\pi)} + C \\
 &= \frac{2.3146 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2x(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31462)} + 0.1250 \\
 &= 0.1301 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head

Dianggap $r = OD$

(Pers. 13.12 Brownell & Young hal. 258 pdf 270)

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f \times E - 0,1\pi)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 2,31462 \times 66}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 2,31462)} + 0,1250 \\
 &= 0,1340 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas stand} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in adalah :

$$\begin{aligned}
 icr &= 3,6250 \text{ in} \\
 r &= 60,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in didapat $sf = 1,5-2,5$ in maka di perancangan digunakan

$$sf = 1,7500 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Brownell & Young Pers. 6.154)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head bawah}} &= \frac{\pi \times OD}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4\pi)} + C \\
 &= \frac{2,31462 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31462 \text{ psi})} + 0,1250 \\
 &= 0,1352 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah sta} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + sf \\
 &= 99 \text{ in} + 11,15 \text{ in} + 19,0526 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 130,9566 \text{ in} \\
 &= 3,3263 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle :

Inlet dan outlet sama

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,15}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{ optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

r : fluid density, lb/ft^3

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,15} \\
 &= 3,9000 \times 0,3724 \times 1,8675 \\
 &= 2,7122 \text{ in} \\
 &= 0,2259 \text{ ft} \\
 &= 0,0689 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 2,5 in sch 80
maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2.8750 \text{ in} = 0.2395 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2.3230 \text{ in} = 0.1935 \text{ ft} \\ A &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0294 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.1113 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0294 \text{ ft}^2} \\ &= 3.7879 \text{ ft/s} \\ &= 227.2766 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{122.0717 \text{ lb/ft}^3 \times 0.1935 \text{ ft} \times 3.7879 \text{ ft/s}}{0.0108 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 8,322.3042 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3,5 inch sch 80

Spesifikasi

| | |
|---------------------------------|--|
| Kode | IE-21 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 22.190,6777 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |
| Dimensi kation exchanger | |
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,2818 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 1,8619 m ² |
| Volume bed | 1,1350 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 1,5401 m |

Keterangan

34. Anion Exchanger II

| | |
|--------|---|
| Fungsi | = Menghilangkan anion-anion pengotor |
| Bentuk | = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°C |

| | | |
|------------------|---|-------------------------------|
| Bahan | = | 304 grade 3 (SA 167) |
| Kapasitas | = | 22,190.6775 kg/jam |
| | = | 48,930.4439 lb/jam |
| Densitas larutan | = | 1.9554 kg/L |
| | = | 122.0717 lb/ft ³ |
| viskositas, m | = | 16.0000 cP |
| Rate volumetrik | = | 400.8336 ft ³ /jam |

Digunakan resin penukar anion basa kuat

Spesifikasi resin :

| | | |
|----------------------|---|-----------------------|
| bulk density | = | 0,74 - 0,85 kg/L |
| suhu operasi optimal | = | 60 - 80 °C |
| kapasitas exchange | = | 1.3000 eq/L wet resin |

| | | | | |
|-------------------------|---|--|---------------------|-----------|
| Jumlah kation per jam | = | 0.0103 kg/jam | BE H ⁺ = | 1.0000 |
| Waktu regenerasi | = | 30.0000 hari | | |
| Jumlah anion | = | 7.3801 kg | = | 7.3801 eq |
| Volume resin dibutuhkan | = | $\frac{\text{jumlah anion}}{\text{kapasitas exchange}}$ | | |
| | = | $\frac{7.3801 \text{ eq}}{1.3000 \text{ eq/L}}$ | | |
| | = | 5.6770 L | | |
| | = | 0.2004 ft ³ | | |
| Space velocity | = | 10.0000 per jam | | |
| Tinggi bed minimal | = | 24.0000 in | | |
| | = | 2.0000 ft | | |
| Volume bed | = | $\frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$ | | |
| | = | $\frac{401.0340 \text{ ft}^3/\text{jam}}{10.0000 \text{ 1/jam}}$ | | |
| | = | 40.1034 ft ³ | | |
| Luas bed | = | $\frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$ | | |
| | = | $\frac{40.1034 \text{ ft}^3}{2.0000 \text{ ft}}$ | | |
| | = | 20.0517 ft ² | | |
| Luas penampang bed | = | $\frac{p}{4} \times D^2$ | | |
| D | = | 5.0541 ft | | |

Menentukan dimensi tangki :

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart

dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

| | | |
|----------------------|---|--|
| Digunakan dimensi | = | 1.5000 |
| Hs/Ds | | |
| Volume silinder (Vs) | = | $\frac{1}{4} \pi D_s^2 H$ |
| | = | $0,25 \times \pi \times D^2 \times 1,5D$ |
| | = | 1.1775 D ³ m ³ |
| Volume tutup | = | Volume dish head |
| | = | 0.0636 Ds ³ |

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter} &= 5.0541 \text{ ft} = 60.6488 \text{ in} \\
 \text{Diambil diameter stan} &= 66.0000 \text{ in} \\
 &= 1.6764 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka tinggi bagian silinder} &= 1,5 \times D_s \\
 \text{tangki (Hs)} &= 99.0000 \text{ in} \\
 &= 2.5146 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas} &= 0.1690 \text{ OD} \\
 \text{(Hd)} &= 11.1540 \text{ in} \\
 &= 0.2833 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian konikal (tutup bawah) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah} &= \frac{0,5 D}{\text{tg}(0,5\alpha)} \\
 \text{(Hk)} &= \frac{0,5 OD}{\text{tg}(0,5\alpha)} \\
 &= \frac{0.5000 \times 66.0000 \text{ in}}{\text{tg}(0,5 \times 120)} \\
 &= 19.0526 \text{ in} \\
 &= 0.4839 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_d + H_k \\
 &= (2,5146 + 0,2833 + 0,4839) \text{ m} \\
 &= 3.2818 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tangki :

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
 \text{P hidrostatik} &= 0.1500 \text{ atm} && \text{(Fakhrur risya, 2020)} \\
 &= 2.2044 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan perencanaan} &= 1.0500 \text{ x P hidrostatik} \\
 &= 2.3146 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki :

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\
 \text{Sambungan las} &= \text{Doble welded butt joint} \\
 \text{f allowable} &= 18.750.0000 \text{ psi} && \text{(App D Brownell Young)} \\
 C &= 0.1250 \\
 &= 0.1250 && \text{(Brownell & Young Table 13.2)} \\
 E &= 0.8000
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times OD}{2 \times (f \times E + 0,4 \pi)} + C \\
 &= \frac{2.3146 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31462)} + 0.1250 \\
 &= 0.1301 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standart dished head

Dianggap $r = OD$

(Brownell & Young Pers. 13.12)

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f \times E - 0,1\pi)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 2,31462 \times 66}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 2,31462)} + 0.1250 \\
 &= 0.1340 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas standar} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0.2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in adalah :

$$\begin{aligned}
 icr &= 3.6250 \text{ in} \\
 r &= 60.0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas 1/4 in didapat $sf = 1,5-2,5$ in maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

(Brownell & Young Pers. 6.154)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head bawah}} &= \frac{\pi \times OD}{2 \cos(0,5\alpha) \times (f \times E + 0,4\pi)} + C \\
 &= \frac{2,31462 \text{ psi} \times 66 \text{ in}}{2 \cos(0,5 \times 120) \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,31462 \text{ psi})} + 0.1250 \\
 &= 0.1352 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young Table 5.7)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah standar} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0.2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= T \text{ silinder} + T \text{ tutup atas} + T \text{ tutup bawah} + sf \\
 &= 99 \text{ in} + 11,1540 \text{ in} + 19,0526 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 130,9566 \text{ in} \\
 &= 3.3263 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle :

Inlet dan outlet sama

Dianggap aliran turbulen, maka dari peter & Timmerhaus, 4thed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft^3/s

r : fluiddensity, lb/ft^3

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times r^{0,13} \\
 &= 3.9000 \times 0.3724 \times 1.8675 \\
 &= 2.7122 \text{ in} \\
 &= 0.2259 \text{ ft} \\
 &= 0.0689 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 2,5 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 2.8750 \text{ in} &= 0.2395 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2.3230 \text{ in} &= 0.1935 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,25\pi D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 0.0294 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.1113 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0294 \text{ ft}^2} \\
 &= 3.7879 \text{ ft/s} \\
 &= 227.2766 \text{ ft/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{122.0717 \text{ lb/ft}^3 \times 0.1935 \text{ ft} \times 3.7879 \text{ ft/s}}{0.0108 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 8,322.3041
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 2,5 inch sch 80

Spesifikasi

| | |
|------------------|--|
| Kode | IE-22 |
| Fungsi | Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstroza |
| Bentuk | Silinder tegak dengan bentuk tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan konstruksi | Stainless steel SA 304 grade 3 |
| Kapasitas | 22.190,6775 kg/jam |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 85°C |

Keterangan

Dimensi kation exchanger

| | |
|--------------------|-----------------------|
| Diameter dalam | 1,6637 m |
| Diameter luar | 1,6764 m |
| Tinggi Silinder | 2,5146 m |
| Tebal silinder | 1/4 in |
| Tinggi tutup atas | 0,2833 m |
| Tebal tutup atas | 1/4 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4839 m |
| Tebal tutup bawah | 1/4 in |
| Tinggi total | 3,3263 m |
| Spesifikasi bed | |
| Luas bed | 1,8628 m ² |
| Volume bed | 1,1356 m ³ |
| Tinggi bed | 0,6096 m |
| Diameter bed | 1,5404 m |

35. Evaporator II

| | | |
|----------|---|---|
| Fungsi | = | Memekatkan kadar larutan fruktosa menjadi 72% |
| Material | = | Carbon Steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | = | 1.0000 buah |
| Tipe | = | Vertical Long Tube Evaporator |

Menghitung luas permukaan untuk evaporator tiap efek :

| | | | |
|----|---|---------|-----------------|
| A1 | = | 4.9479 | m ² |
| | = | 53.2587 | ft ² |
| A2 | = | 4.0411 | m ² |
| | = | 43.4980 | ft ² |

Dari perhitungan di atas, maka luas permukaan perpindahan panas rata-rata yang digunakan adalah :

| | | | |
|---|---|---------|-----------------|
| A | = | 4.4945 | m ² |
| | = | 48.3783 | ft ² |

EFEK 1

| | | | |
|--|---|-------------|--------|
| Suhu F masuk evaporator, T _F | = | 60.0000 | °C |
| Saturated steam bersuhu, T _{s1} | = | 145.0000 | °C |
| Rate feed, F | = | 22,190.6644 | kg/jam |
| | = | 48,921.5388 | lb/jam |
| Rate steam, S | = | 15,237.1079 | kg/jam |
| | = | 33,591.7280 | lb/jam |

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

| | | | | |
|-------------------------------|---|--------------------------------------|-----------------|-----------------------|
| Panjang tube (L) | = | 10.0000 | ft | (Geankoplis) |
| | = | 3.0480 | m | |
| Diameter (OD) | = | 0.7500 | in | (Kern, 1950) |
| Pitch | = | 1 in trianguar pitch | | (Kern, 1950. Tabel 9) |
| Untuk OD 3/4, BWG 16, maka : | | | | |
| flow area tube (a't) | = | 0.3020 | ft ² | |
| Surface per lin Inside (a''t) | = | 0.1623 | ft | |
| ID | = | 0.6200 | in | |
| | = | 0.0157 | m | |
| | = | 0.0516 | ft | |
| | = | 0.0650 | in | |
| Wall thickness (ketebalan) | = | 0.0017 | m | |
| Jumlah tube (N _t) | = | $\frac{A}{\frac{L}{12} \times a''t}$ | | |
| | = | 10.0000 | x | 0.1623 |
| | = | 29.8080 | | |

Drum Evaporator

Akan direncanakan material dari High Alloy Steel dengan tutup atas bawah berbentuk eliptical dished head.

| | |
|------------------|-------------------------|
| Bahan : | Carbon Steel |
| Tipe : | SA-283 Grade C Tipe 304 |
| | = 22,190.6644 kg/jam |
| Rate bahan masuk | = 48,921.5388 lb/jam |

| | | |
|---|--------|-------------|
| Direncanakan waktu tinggal dalam drum = | 1.0000 | jam |
| r | = | 1.1383 kg/L |

$$= 1,138.3000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 71.0527 \text{ lb/ft}^3$$

Volume bahan :

$$= m / r$$

$$= 688.5248 \text{ ft}^3$$

Asumsi drum evaporator terisi 75% liquid sehingga :

$$\text{Volume drum} = \frac{688.5248 \text{ ft}^3}{0.7500}$$

$$= 918.0331 \text{ ft}^3$$

Diambil

$$H = 1,5 D$$

$$k = \frac{a}{b} = 2.0000$$

Mencari tinggi silinder :

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H + 2 \times \left[\frac{1}{6} \times (2 + k^2) \right]$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 1,5 D^3 + \frac{1}{3} \times (2 + k^2)$$

$$918.0331 = 1.1775 D^3 + 2.0000$$

$$D^3 = \frac{918.0331 - 2.0000}{1.1775} = 777.9474$$

$$D = \sqrt[3]{777.9474} = 7.3669 \text{ ft}$$

$$= 2.2454 \text{ m}$$

$$= 88.4027 \text{ in}$$

(Brownell & Young. Tabel 5.7)

Maka digunakan OD silinder

$$= 90.0000 \text{ in}$$

$$= 7.4970 \text{ ft}$$

$$= 2.2850 \text{ m}$$

$$H_s = 1.5 D$$

$$= 11.2455 \text{ ft} \quad 7.4970$$

$$= 3.4276 \text{ m}$$

Menentukan tinggi liquid yang ditampung :

$$\text{Volume larutan} = \frac{\pi}{4} \times D^2 H_L + \left[\frac{1}{6} \times (2 + k^2) \right]$$

$$688.5248 = \frac{\pi}{4} \times 56.2050 \times H_L + 1.0000$$

$$688.5248 = 45.1209 \times H_L$$

$$H_L = \frac{688.5248 - 1.0000}{45.1209} = 15.2595 \text{ ft}$$

$$= 4.6511 \text{ m}$$

Dari tabel 8.1 Brownell & Young, untuk $a/b = 2$, maka $r \text{ conis}/d = 0,9$

$$r \text{ conis} = 81.0000 \text{ in}$$

Menghitung tinggi tutup :

$$H_t = \frac{OD}{6}$$

$$= \frac{90.0000}{6} = 15.0000 \text{ in}$$

$$= 1.2495 \text{ ft}$$

Tinggi total drum :

$$H \text{ total} = H_s + 2H_t$$

$$= 11.2455 + 2 \times 1.2495$$

$$= 13.7445 \text{ ft}$$

$$= 4.1893 \text{ m}$$

Menentukan tebal drum (beroperasi pada kondisi vakum)

Silinder

$$\text{Trial } t = 0.3750 \text{ in}$$

$$= 0.3750 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} 1/D &= 1.5000 \\ D/ts &= 235.7405 \end{aligned}$$

Untuk bahan Carbon Steel SA-283 Grade C Tipe 304,

$$\begin{aligned} \text{Yield Strength} &= 55,000.0000 \text{ psi} \\ T &= 300.0000 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0003 \\ B &= 3,700.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= B/(D/ts) \\ &= 3.700/235,7405 \\ &= 15.6952 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena $P \text{ allowable} > 14.696 \text{ psi}$ maka $t_s = 3/8 \text{ in}$ memenuhi.

Tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dished head dengan $a/b = 2$

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup (} t_h \text{)} &= 0.3750 \text{ in} \\ &= 0.1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{rc}{100 t_h} &= \frac{81.0000 \text{ in}}{100 \times 0,0375 \text{ in}} \\ &= 4.3200 \end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned} e &= 0.0002 \\ B &= 1,900.0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= B/(r/t_h) \\ &= 1.900/2,1600 \\ &= 439.8148 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Karena $P \text{ allowable} > 14.696 \text{ psi}$ maka $t_h = 3/8 \text{ in}$ memenuhi.

Dengan demikian tebal tutup atas = tebal tutup bawah = $3/8 \text{ in}$

EFEK 2

$$= 56.4148 \text{ }^\circ\text{C}$$

Suhu F masuk evaporator, T_2

$$= 108.8782 \text{ }^\circ\text{C}$$

Saturated steam bersuhu, T_{s2}

$$\text{Rate feed, } L_1 = 10,323.1059 \text{ kg/jam}$$

$$= 22,758.3193 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate steam, } V_1 = 11,867.5585 \text{ kg/jam}$$

$$= 26,163.2195 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Air diuapkan, } V_2 = 2,333.8932 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid tersisa, } L_2 = 5,035.6322 \text{ kg/jam}$$

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

$$\text{Panjang tube (} L \text{)} = 10.0000 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis})$$

$$= 3.0480 \text{ m}$$

$$\text{Diameter (OD)} = 0.7500 \text{ in} \quad (\text{Kern, 1950})$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular pitch} \quad (\text{Kern, 1950. Tabel 9})$$

Untuk OD $3/4$, BWG 16, maka :

| | | | |
|-------------------------------|---|---|-----------------|
| flow area tube (a't) | = | 0.0320 | ft ² |
| Surface per lin (a''t) : | = | 0.1623 | ft |
| ID | = | 0.6200 | in |
| | = | 0.0157 | m |
| | = | 0.0516 | ft |
| Wall thickness (ketebalan) | = | 0.0650 | in |
| Jumlah tube (N _t) | = | $\frac{A}{L \times a''t}$ | |
| | = | $\frac{48.3783}{10.0000 \times 0.1623}$ | |
| | = | 29.8080 | |

Drum Evaporator

Akan direncanakan material dari High Alloy Steel dengan tutup atas bawah berbentuk eliptical dished head.

| | |
|------------------|-------------------------|
| Bahan : | Carbon Steel |
| Tipe : | SA-283 Grade C Tipe 304 |
| | = 10,323.1059 kg/jam |
| Rate bahan masuk | = 22,758.3193 lb/jam |

| | | |
|---|--------|------------------------------|
| Direncanakan waktu tinggal dalam drum = | 1.0000 | jam |
| r | = | 1.0950 kg/L |
| | = | 1,095.0000 kg/m ³ |
| | = | 68.3499 lb/ft ³ |

| | | |
|-------------------------|---|--------------------------|
| Kapasitas drum : | = | $\frac{m}{r}$ |
| | = | 332.9679 ft ³ |

Asumsi drum evaporator terisi 75% liquid sehingga :

| | | |
|-------------|---|---|
| Volume drum | = | $\frac{332.9679}{0.7500}$ ft ³ |
| | = | 443.9571 ft ³ |

| | | | |
|----------|---|---|------------------------|
| Diambil, | H | = | 1,5 D |
| | k | = | $\frac{a}{b}$ = 2.0000 |

Mencari tinggi silinder :

| | | |
|----------------|---|---|
| V | = | $\pi/4 \times D^2 \times H + 2 \times [1/6 \times (2 + k^2)]$ |
| | = | $\pi/4 \times 1,5 D^3 + 1/3 \times (2 + k^2)$ |
| 443.9571 | = | 1.1775 D ³ + 2.0000 |
| D ³ | = | 375.3351 |
| D | = | 5.9201 ft |
| | = | 1.8044 m |
| | = | 71.0405 inch |

(Brownell & Young, tabel 5.7)

| | | |
|----------------------------|---|------------|
| Maka digunakan OD silinder | = | 72.0000 in |
| | = | 5.9976 ft |
| | = | 1.8280 m |
| H _s | = | 1,5 D |
| | = | 8.9964 ft |
| | = | 2.7421 m |

Menentukan tinggi liquid yang ditampung :

| | | |
|----------------|---|---|
| Volume larutan | = | $\pi/4 \times D^2 H_L + [1/6 \times (2 + k^2)]$ |
| 332.9679 | = | $\pi/4 \times 35.9712 \times H_L + 1.0000$ |

$$\begin{aligned}
332.9679 &= 29.2374 \quad \times \text{HL} \\
H_L &= 11.3884 \quad \text{ft} \\
&= 3.4712 \quad \text{m}
\end{aligned}$$

Dari tabel 8.1 Brownell & Young, untuk $a/b = 2$, maka $rc/d = 0,9$
 $rc = 64.8000 \quad \text{in}$

Menghitung tinggi tutup :

$$\begin{aligned}
H_t &= OD / 6 \\
&= 12.0000 \quad \text{in} \\
&= 0.9996 \quad \text{ft} \\
&= 0.3047 \quad \text{m}
\end{aligned}$$

Tinggi total drum :

$$\begin{aligned}
H_{\text{total}} &= H_s + 2H_t \\
&= 8.9964 \quad + \quad 2 \times \quad 0.9996 \\
&= 10.9956 \quad \text{ft} \\
&= 3.3515 \quad \text{m}
\end{aligned}$$

Menentukan tebal drum (beroperasi pada kondisi vakum)

Silinder

$$\begin{aligned}
\text{Trial } t &= 0.3750 \quad \text{in} \\
&= 0.3750 \quad \text{in} \\
1/D &= 1.5000 \\
D/ts &= 189.4414
\end{aligned}$$

Untuk bahan Carbon Steel SA-283 Grade C Tipe 304,
Yield Strength = 55,000.0000 psi
T = 300.0000 °F

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

$$\begin{aligned}
e &= 0.0003 \\
B &= 4,300.0000 \\
P_{\text{allowable}} &= B/(D/ts) \\
&= 4.300/189,4414 \\
&= 22.6983 \quad \text{psi} \quad (\text{memenuhi})
\end{aligned}$$

Karena $P_{\text{allowable}} > 14.696$ psi maka $ts = 3/8$ in memenuhi.

Tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dished head dengan $a/b = 2$

$$\begin{aligned}
\text{Trial tebal tutup } (t_h) &= 0.7500 \quad \text{in} \\
&= 0.7500 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\frac{rc}{100 \text{ th}} &= \frac{64.8000 \quad \text{in}}{100 \times 0,75 \text{ in}} \\
&= 0.8640
\end{aligned}$$

Dari fig. 8.9 halaman 160 pdf, diperoleh :

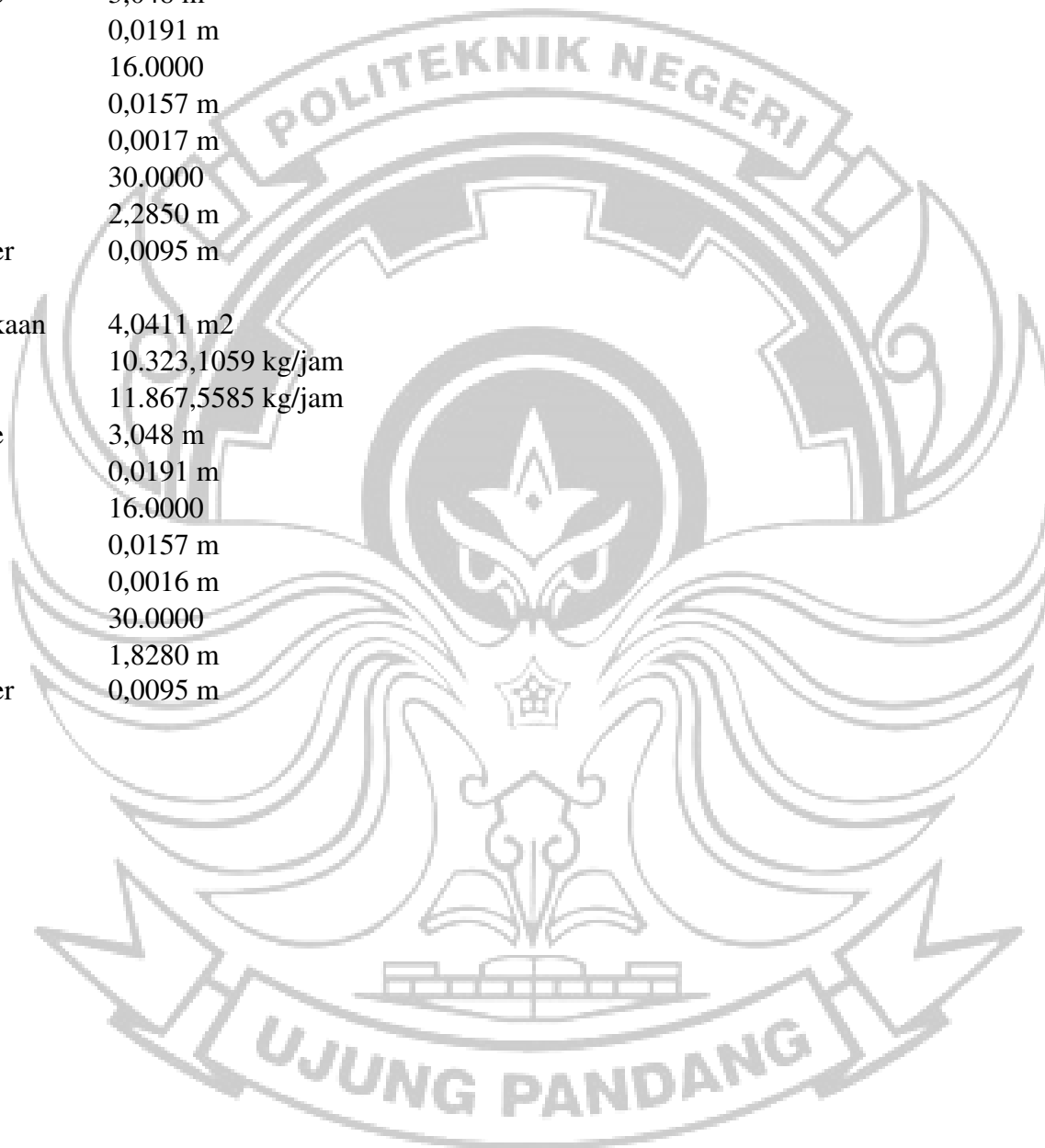
$$\begin{aligned}
e &= 0.0001 \\
B &= 800.0000 \\
P_{\text{allowable}} &= B/(r/t_h) \\
&= 800/0,8640 \\
&= 925.9259 \quad \text{psi} \quad (\text{memenuhi})
\end{aligned}$$

Karena $P_{allowable} > 14.696$ psi maka $t_n = 3/8$ in memenuhi.
 Dengan demikian tebal tutup atas = tebal tutup bawah = $3/8$ in

Spesifikasi

Keterangan

| | |
|------------------|--|
| Kode | FE-21 dan FE-22 |
| Fungsi | Memekatkan kadar larutan fruktosa yang keluar dari reactor menjadi 42% |
| Tipe | Vertical long tube evaporator |
| Bahan konstruksi | Carbon steel SA 283 Grade C |
| Jumlah | 1 buah |
| Efek I | |
| Luas permukaan | 4,9479 m ² |
| Feed | 22.190,664 kg/jam |
| Steam | 15.237,1079 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16.0000 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0017 m |
| Jumlah tube | 30.0000 |
| OD silinder | 2,2850 m |
| Tebal silinder | 0,0095 m |
| Efek II | |
| Luas permukaan | 4,0411 m ² |
| Feed | 10.323,1059 kg/jam |
| Steam | 11.867,5585 kg/jam |
| Panjang tube | 3,048 m |
| OD | 0,0191 m |
| BWG | 16.0000 |
| ID | 0,0157 m |
| Thickness | 0,0016 m |
| Jumlah tube | 30.0000 |
| OD silinder | 1,8280 m |
| Tebal silinder | 0,0095 m |



36. Barometric Condensor II

Fungsi = Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator 2
 Tipe = Counter-current dry air condenser
 Bahan = Carbon Steel

Kondisi Operasi :

T uap air : 52.0000 °C
 P uap air : 13.7132 kPa
 T air pendingin pendingin (masuk) = 30.0000 °C
 T air pendingin pendingin (keluar) = 45.0000 °C

Menghitung kebutuhan air pendingin

Ts₃ = 51.9087 °C
 Is₂ = 534.3420 kkal/kg
 V₂ = 2,333.8932 kg/jam

Panas laten yang ditransfer ke kondensor = $V_2 \times Is_2$
 = 2,333.8932 x 534.3420
 = ##### kkal/jam

Air pendingin yang dibutuhkan = 88,647.6546 kg/jam
 Komposisi air masuk:
 Uap dari efek 2 = 2,333.8932 kg/jam
 Air pendingin = 88,647.6546 kg/jam

Tinggi dan diameter badan kondensor :

Laju alir massa uap = 2,333.8932 kg/jam
 = 5,145.3010 lb/jam

Dari Hugot, tabel 41.2 diperoleh tinggi body condensor

= 8.0000 ft
 = 96.0000 inch
 = 2.4400 m

Luas penampang kondensor :

S = 1,7 ft²/ton uap yang diembunkan tiap jam
 = $\frac{1,7 \text{ ft}^2 \times 2.333,893 \text{ kg/jam}}{1,000.0000}$
 = 3.9676 ft²

D = 32.0000 in (Hugot, 1960. Tabel 41.3)
 = 0.8128 m

Perhitungan pipa uap :

Laju alir massa uap = 2,333.8932 kg/jam
 = 5,145.3010 lb/jam
 = 1.4293 lb/s

Kecepatan normal uap dalam vakum = 26.0000 in
 di dapat densitas uap, r = 0.0062 lb/ft³
 v = 165.0000 ft/s

Volume uap, V = Q/r

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1.4293}{0.0062} \frac{\text{lb/s}}{\text{lb/ft}^3} \\
 &= 230.5242 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Cross section pipa (a)} &= \frac{V/v}{165.0000} \frac{\text{ft}^3/\text{s}}{\text{ft/s}} \\
 &= 1.3971 \text{ ft}^2 \\
 \text{Diameter pipa uap} &= (4a/p)^{0.5} \\
 &= 1.3341 \text{ ft} \\
 &= 16.0089 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan pipa air :

$$\begin{aligned}
 v &= a (2 \cdot g \cdot h)^{0.5} \\
 \text{dimana : } v &= \text{kecepatan air masuk (ft/s)} \\
 a &= \text{Koefisien yang tergantung pada panjang pipa, valve, dll. Umumnya digunakan 0,5} \\
 h &= \text{Tinggi masukan air dingin pada body condensor (ft) = 4 ft} \\
 v &= a (2 \cdot g \cdot h)^{0.5} \\
 &= 0,5 \times (2 \times 32,2 \times 4)^{0.5} \\
 &= 8.0250 \text{ ft/s} \\
 \text{dimana : } D &= (4 Q_L / p v)^{0.5} \\
 D &= \text{Diameter pipa air pendingin (ft)} \\
 Q_L &= \text{Laju alir air (ft}^3/\text{s)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_L &= m / r \\
 &= \frac{88,647.6546}{62.4300} \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/ft}^3} \\
 &= 1,419.9528 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.3944 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= (4 Q_L / p v)^{0.5} \\
 &= (4 \times 0,3944 / \rho \times 8,0249)^{0.5} \\
 &= 2.0080 \text{ ft} \\
 &= 24.0965 \text{ in} \\
 &= 0.6125 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa air pendingin standar yang dipakai adalah 20 in sch 40

Perhitungan tinggi Barometric Leg :

$$\begin{aligned}
 H &= H_o + h + s && \text{(Hugot, 1960. Pers. 512)} \\
 H_o &= 33,9 \times \frac{26.0000}{45.0000} \times 1,004 \times \frac{30.7000}{45.0000} \\
 &= 13.4159 \text{ ft} \\
 &= 4.0919 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= 1.0000 && \text{(Hugot, 1960. Tabel 143)} \\
 h &= \frac{(1+a) V^2}{2g} && \text{(Hugot, 1960. Pers. 513)}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{(1 + 1) \times 8,0249^2 \text{ ft/s}}{2 \times 3,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 2.0000 \text{ ft}$$

Faktor keamanan, s = 1.5000 ft

H = Ho + h + s

= 16.9159 ft

= 5.1594 m

Spesifikasi

Keterangan

Kode E-02

Fungsi Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator II

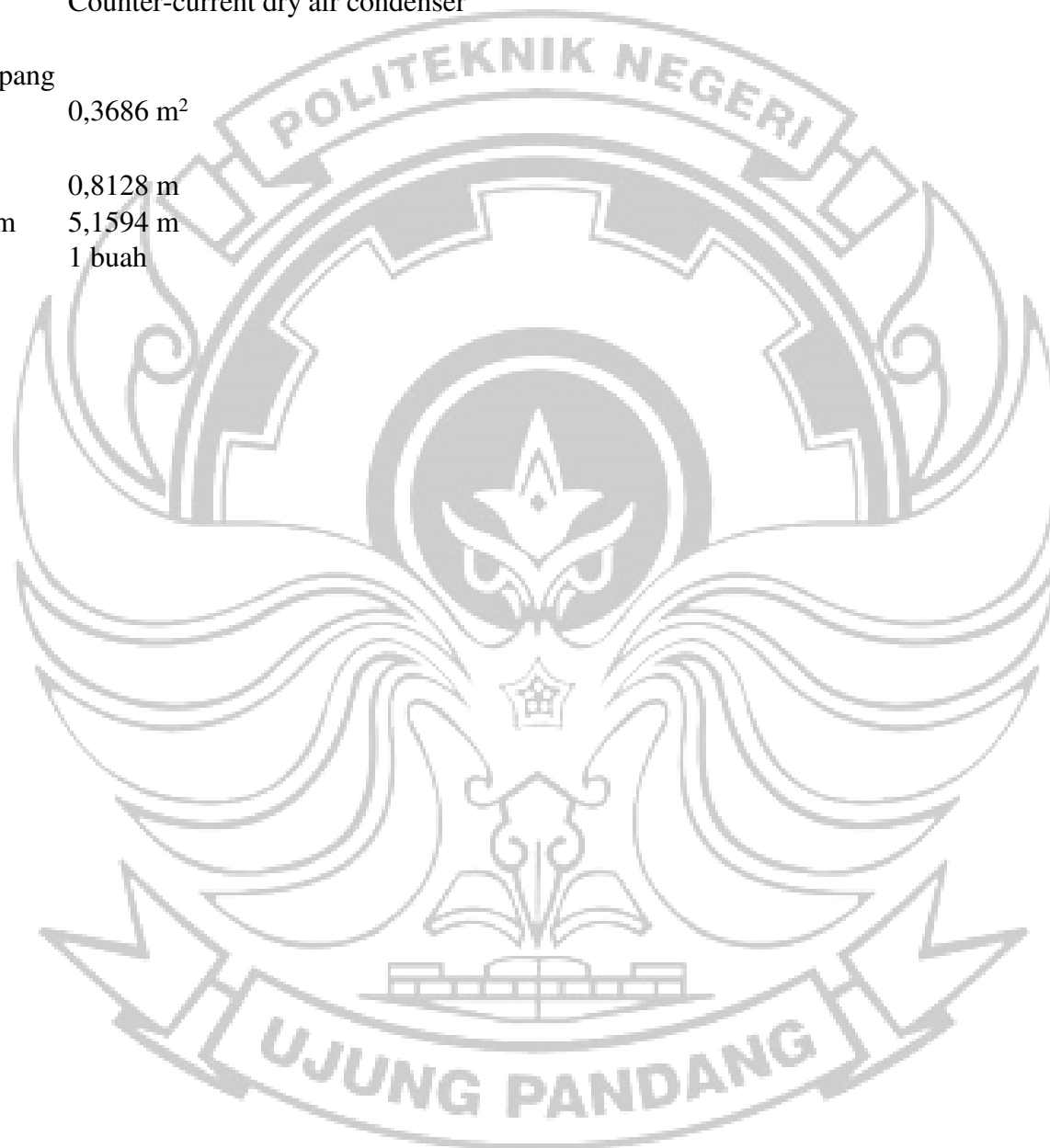
Tipe Counter-current dry air condenser

Luas penampang kondensor 0,3686 m²

Diameter kondensor 0,8128 m

Tinggi kolom 5,1594 m

Jumlah 1 buah



37. Jet Ejector II

Fungsi = Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condensor
 Tipe = Single stage jet
 Bahan = Carbon Steel SA 283 Grade 3

Dasar perencanaan :

Jumlah uap air dari evaporator = 2,333.8932 kg/jam
 = 5,145.3010 lb/jam
 Tekanan discharge (Pa) = 14.7000 Psia
 = 1.0000 atm
 Suhu steam (Toa) = 145.0000 °C
 = 293.0000 °F
 Tekanan steam (Poa) = 415.4000 kPa
 = 60.2330 Psia
 Suhu uap dari evaporator (Tob) = 51.9087 °C
 = 125.4357 °F
 Tekanan uap dari evaporator (Pob) : = 13,713.2000 kPa
 = 1,988.4140 Psia

Perhitungan :

Pa/Pob = 0.0074
 Pob/Poa = 0.0330

Dari gambar 6-36 Perry ed.6 hal 6-32, didapat:

Po/Pob = 5.0000
 A₂/A₁ = 10.0000
 W_b/W_a = 0.0700

Dari persamaan 6-36 Perry ed.6 hal 6-32 didapat:

$$\frac{W}{W_a} = \frac{W_b}{W_a} \times \sqrt{\frac{T_{oa} \times M_b}{T_{ob} \times M_a}}$$

dimana :

M_a = berat molekul udara
 M_b = berat molekul air

Sehingga :

$$\frac{W}{W_a} = 0.0700 \times \sqrt{\frac{2610}{1505}}$$

$$= 0.0920$$

Jadi steam yang dibutuhkan jet ejector adalah:

= 1/0,092
 = 10.8696 lb/jam
 = 4.9348 kg/jam

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------------|--|
| Kode | JE-02 |
| Fungsi | Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condensor |
| Material | Carbon steel SA 283 Grade 3 |
| Jumlah | 1 buah |
| Tipe | <i>Single stage jet</i> |
| Pa/Pob | 0,0074 |
| Pob/Poa | 0,0330 |
| A2/A1 | 10.0000 |
| Jumlah steam yang digunakan | 4,9348 kg/jam |



38. Hot Well II

Fungsi = Untuk menampung kondensat dari barometrik kondensor dan steam ejektor
 Bentuk = Balok
 Kapasitas = 3,368.4635 kg/jam
 Bahan = Beton
 Jumlah = 1 buah

Total aliran masuk = 3,368.4635 kg/jam
 = 7,426.1146 lb/jam

rho aliran (air 52°C) = 988.0400 kg/m³
 = 61.6537 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{\text{aliran masuk}}{\rho \text{ aliran masuk}}$
 = $\frac{7,426.1146 \text{ lb/jam}}{61.6537 \text{ lb/ft}^3}$
 = 120.4488 ft³/jam

Waktu tinggal = 1 jam
 Volume air kondensat = 120.4488 ft³
 Bak terisi = 80% dari volume total

Volume bak = $\frac{\text{Rate volumetrik}}{0.8000}$
 = $\frac{120.4488}{0.8000} \text{ ft}^3$
 = 150.5610 ft³

Bak penampung berbentuk persegi panjang dengan perbandingan ukuran P : l : t = 2 : 1 : 1

Volume Bak = $\frac{p \times l \times t}{2t \times t \times t}$
 = $\frac{2 \times t^3}{2 \times t^3}$
 150.5610 = $\frac{2 \times t^3}{2 \times t^3}$
 t³ = 75.2805
 t = 2.9738 ft
 P = 2t
 = 5.9476 ft
 l = t
 = 2.9738 ft

Spesifikasi

Keterangan

| | |
|------------|---|
| Kode | HW-02 |
| Fungsi | Untuk menampung kondensat dari barometric condenser II dan steam ejector II |
| Bentuk | Balok |
| Bahan | Beton |
| Kapasitas | 3.368,4635 kg/jam |
| Volume bak | 4,2634 m ³ |
| Ukuran | |
| Panjang | 1,8128 m |
| Lebar | 0,9064 m |
| Tinggi | 0,9064 m |



39. Tangki Penampung HFS-42

| | | |
|------------------|---|---|
| Fungsi | : | Menampung produk HFS 42% hasil proses evaporasi |
| Bentuk | : | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | : | Stainless Steel SA 167 tipe 304 grade 3 |
| Kapasitas | : | 20.2989 m ³ |
| Jumlah | : | buah |

1. Menentukan Volume Tangki

Densitas air pada suhu 56°C = 0.9852 kg/L (Geankoplis 3rded, A.2-3 hal 855 pdf 871)

Feed tangki penampung HFS-42

| Komponen | m (kg/jam) | ρ (kg/L) | V (L) |
|-----------|-------------|----------|-------------|
| Air | 7,989.2127 | 0.9852 | 8,109.4762 |
| Dekstrin | 348.9615 | 1.5172 | 230.0094 |
| Dekstrosa | 2,670.9438 | 1.5369 | 1,737.9168 |
| Fruktosa | 8,012.8205 | 1.3004 | 6,161.6965 |
| Total | 19,021.9385 | | 16,239.0989 |

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{19,021.9385 \text{ kg}}{16,239.0989 \text{ L}} \\ &= 1.1714 \text{ kg/L} \\ &= 1,171.3666 \text{ kg/m}^3 \\ \mu \text{ larutan} &= 35.0000 \text{ cP} \quad (\mu \text{ HFS-42}) \\ &= 0.0235 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0350 \text{ kg/m.s} \\ \text{Volume larutan} &= 16,239.0989 \text{ L} \\ &= 16.2391 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 0.8000 \text{ volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100.0000}{80.0000} \times 16.2391 \text{ m}^3 \\ &= 20.2989 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki

a. OD dan tinggi bejana

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dimensi H_s/D_s = 1.5000 (Tabel 4-25 dan 4-27, ulrich)

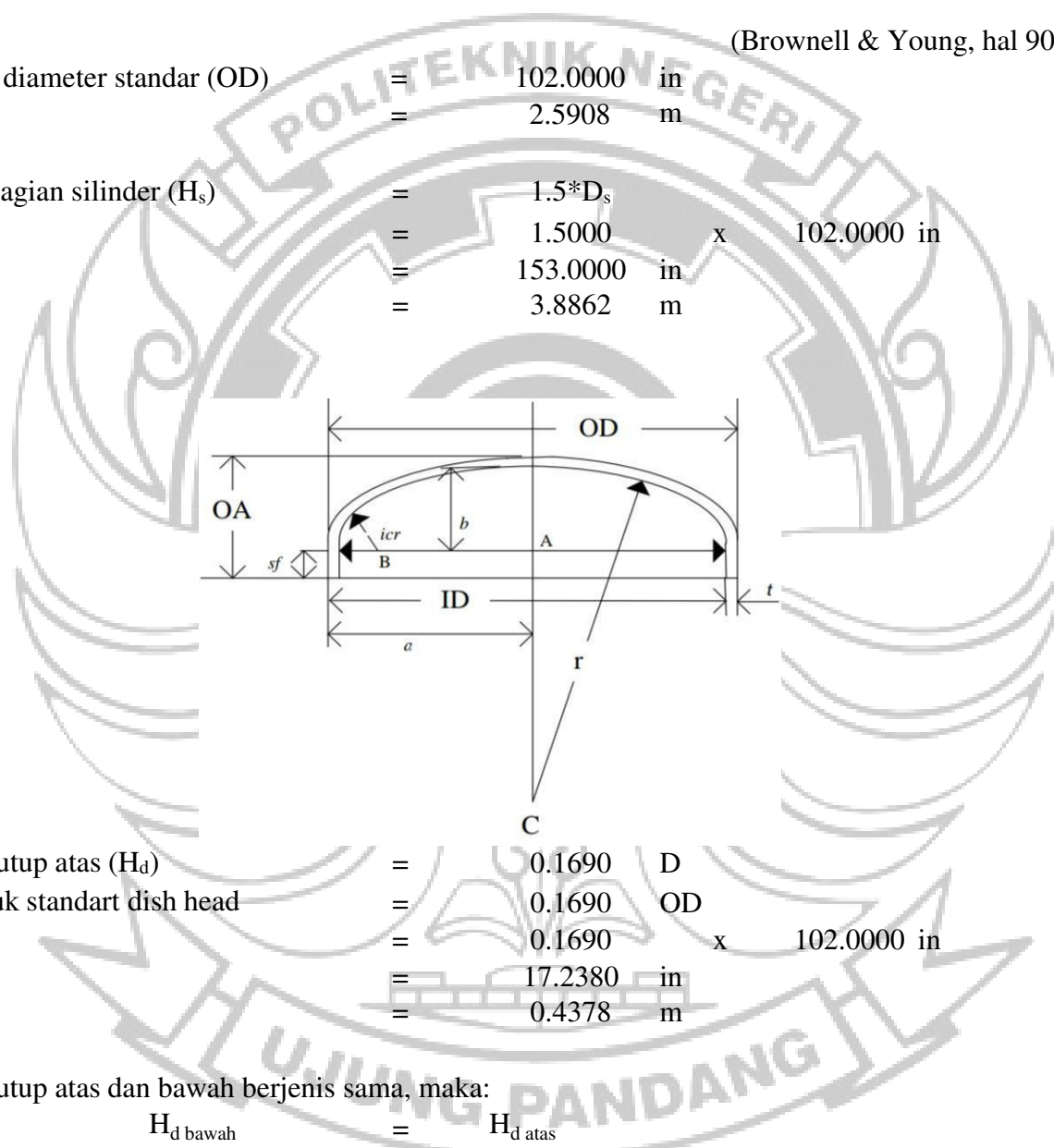
$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (V}_s) &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H_s \\ &= 0,25 \times 3,14 \times D_s^2 \times 1,5D_s \\ &= 1.1775 \text{ D}_s^3 \cdot \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= \left(\frac{d}{3}\right)^2 (3r-h) \\ \text{berbentuk standart dished head} & \quad (\text{apabila pada jenis tutup tersebut } d=r, \text{ dimana crown}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{radius dan harga } h = 0,169d) \\
 &= \left(\frac{h}{4}\right)(0,169D^2) (3(D-0,69D)) \\
 &= 0,0636 D_s^3 \cdot m^3 \\
 \\
 \text{Volume total} &= V_s + 2V_{\text{dish}} \\
 20.2989 \text{ m}^3 &= 1,1775 D_s^3 \cdot m^3 + 2 \times 0,0636 D_s^3 \cdot m^3 \\
 20.2989 \text{ m}^3 &= 1,3047 D_s^3 \cdot m^3 \\
 D_s^3 &= \frac{20.2989 \text{ m}^3}{1,3047 \text{ m}^3} \\
 D_s^3 &= 15,5583 \text{ m} \\
 D_s &= 2,4964 \text{ m} \\
 &= 98,2849 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90 pdf 102)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil diameter standar (OD)} &= 102,0000 \text{ in} \\
 &= 2,5908 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi bagian silinder (H}_s) &= 1,5 \cdot D_s \\
 &= 1,5000 \times 102,0000 \text{ in} \\
 &= 153,0000 \text{ in} \\
 &= 3,8862 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (H}_d) &= 0,1690 D \\
 \text{berbentuk standart dish head} &= 0,1690 OD \\
 &= 0,1690 \times 102,0000 \text{ in} \\
 &= 17,2380 \text{ in} \\
 &= 0,4378 \text{ m}
 \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah berjenis sama, maka:

$$\begin{aligned}
 H_{d \text{ bawah}} &= H_{d \text{ atas}} \\
 &= 17,2380 \text{ in} \\
 &= 0,4378 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan pada tutup bawah} &= 0,0636 D_s^3 \cdot m^3 \\
 \text{berbentuk standart dished head} &= 0,0636 \times 17,3901 \text{ m}^3 \\
 &= 1,1060 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume dalam silinder} &= V \text{ larutan} - V \text{ larutan pada tutup bawah} \\
 &= 16,2391 \text{ m}^3 - 1,1060 \text{ m}^3 \\
 &= 15,1331 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 D_s^2} \\ &= \frac{15.1331 \text{ m}^3}{3,14/4 \times 6.7122 \text{ m}^2} \\ &= 2.8720 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_1\text{)} &= \text{T larutan dalam silinder} + \text{T tutup bawah} \\ &= 2.8720 \text{ m} + 0.4378 \text{ m} \\ &= 3.3099 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + H_{d \text{ atas}} + H_{d \text{ bawah}} \\ &= (3,8862 + 0,4378 + 0,4378) \text{ m} \\ &= 4.7619 \text{ m} \end{aligned}$$

b. tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\ &= 1,171.3666 \text{ kg/m}^3 \times 9.8000 \text{ m/s}^2 \times 3,3099 \text{ m} \\ &= 37,995.4490 \text{ N/m}^2 \\ &= 5.5108 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut (Walas hal XVIII pdf 21)

Tekanan design yang dipilih 5% dari tekanan operasi tangki

$$\begin{aligned} P \text{ atm} &= 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_d &= P \text{ atm} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14.7 \text{ psi} + 5,5108 \text{ psi} \times 1.0500 \\ &= 20.4863 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Tebal silinder

Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \text{Spesifikasi} &= \text{SA 167 tipe 304 Grade 3} \\ \text{Sambungan las} &= \text{Double welded butt joint} \end{aligned}$$

(App D Brownell Young hal. 342 pdf 354)

$$\begin{aligned} f \text{ allowable} &= 18,061.2000 \text{ psi} \quad (56^\circ\text{C} = 133.52^\circ\text{F}) \\ C &= \frac{1}{8} = 0.1250 \end{aligned}$$

(Table 13.2 Brownell & Young hal. 254 pdf 266)

$$E = 0.8000$$

(Pers. 13.1 Brownell Young hal 254 pdf 266)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times \text{OD}}{2 \times (f \times E + 0,4P_d)} + C \\ &= \frac{20.4863 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{2 \times (18061,2 \times 0,8 + 0,4 \times 20,4863 \text{ ps})} + 0.1250 \\ &= 0.1973 \text{ in} \end{aligned}$$

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder standar} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned}$$

d. ID (Inside Diameter)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_{\text{silinder}} \\ &= 102.0000 \text{ in} - 0.6250 \text{ in} \\ &= 101.3750 \text{ in} \\ &= 2.5749 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tebal tutup atas dan bawah yang berbentuk standart dished head

Bentuk tutup atas dan bawah berupa standart dished head

dianggap $r = \text{OD} = 102 \text{ in}$

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= \frac{0,885 \times P_d \times r}{(f \times E - 0,1P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13.12 Brownell \& Young hal. 258 pdf 270}) \\ &= \frac{0,885 \times 20,4863 \text{ psi} \times 102 \text{ in}}{(18061,2 \times 0,8 - 0,1 \times 20,4863 \text{ psi})} + 0.1250 \\ &= 0.1250 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi menurut tabel 5.7 Brownell Young, maka:

(Table 5.7 Brownell & Young hal. 90 pdf 102)

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas} &= \frac{5}{16} \text{ in} \\ \text{(standart)} &= 0.3125 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan tutup bawah berupa standart dished head, maka:

$$\begin{aligned} t_{\text{head atas}} &= t_{\text{head bawah}} \\ &= \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell Young untuk $\text{OD} = 102 \text{ in}$, maka :

$$i_{cr} = 6.1250 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 hal 88 pdf 100 Brownell Young, untuk tebal tutup atas $3/16 \text{ in}$ didapat $sf = 1.5-3 \text{ in}$, maka di perancangan digunakan

$$sf = 1.7500 \text{ in}$$

Tinggi total tangki dengan memperhitungkan ketebalan tutup bejana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= T_{\text{silinder}} + T_{\text{tutup atas}} + T_{\text{tutup bawah}} + sf \\ &= 153 \text{ in} + 17,2380 \text{ in} + 17,2380 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\ &= 189.2260 \text{ in} \\ &= 4.8063 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Perhitungan diameter nozzle

Inlet dan outlet nozzle

$$\text{Rate larutan} = 19,021.9385 \text{ kg/jam}$$

(Geankoplis 3rd ed, A.2-3 hal 855 pdf 871)

$$\begin{aligned} \rho_{\text{larutan}} &= 1.1714 \text{ kg/L} \\ &= 73.1261 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{larutan}} &= 35.0000 \text{ cp} \quad (\mu_{\text{HFS-42}}) \\ &= 0.0235 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.0350 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik } (Q_f) &= \frac{19,021.9385 \text{ kg/jam}}{1.1714 \text{ kg/L}} \\ &= 16,239.0989 \text{ L/jam} \\ &= 0.1592 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, 4th ed hal 496 pdf 510 :

$$D_{i, \text{optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$D_{i, \text{optimum}}$: optimum inside pipe diameter, in

Q_f : fluid flow rate, ft³/s

ρ : density, lb/ft³

$$\begin{aligned} D_{i, \text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,1592 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (73,1261 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 2.9806 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Geankoplis edisi 5 Appendix A.5-1 hal 1688 pdf 1689 dipilih 2,5 in sch 80 maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3.5000 \text{ in} &= 0.2916 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2.9000 \text{ in} &= 0.2416 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,25\pi D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0.0458 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran:
Kecepatan alir

$$\begin{aligned} v &= \frac{0.1592 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0458 \text{ ft}^2} \\ &= 3.4760 \text{ ft/s} \\ &= 208.5594 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{73.1261 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2416 \text{ ft} \times 3.4760 \text{ ft/s}}{0.0235 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 2.610.8133 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran awal turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 2,5 in sch 80

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------|---|
| Kode | ST-04 |
| Fungsi | Menampung produk HFS 42% hasil proses evaporasi |
| Bentuk | Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head |
| Bahan Konstruksi | Stainless steel SA 167 Tipe 304 Grade 3 |

| | |
|--------------------|-----------------------------|
| Kapasitas | 20,2989 m ³ |
| Jumlah | 1 buah |
| Kondisi operasi | Tekanan 1 atm dan suhu 56°C |
| Diameter dalam | 2,5749 m |
| Diameter luar | 2,5908 m |
| Tinggi Silinder | 3,8862 m |
| Tebal silinder | 5/16 in |
| Tinggi tutup atas | 0,4378 m |
| Tebal tutup atas | 5/16 in |
| Tinggi tutup bawah | 0,4378 m |
| Tebal tutup bawah | 5/16 in |
| Tinggi total | 4,8063 m |



LAMPIRAN D

UTILITAS

1. Unit Penyediaan Air

a. Air untuk penyediaan sarana umum dan sanitasi

1. Air untuk keperluan perkantoran (Mk)

Jumlah Karyawan pabrik sebanyak 200 orang dan kebutuhan air 100 L/hari setiap karyawan.

Total kebutuhan air karyawan :

$$\begin{aligned}M_k &= \frac{1}{\square} \times 100 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{m^3}{1000} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \square} \times 200 \text{ orang} \\ &= 0,8333 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 833,3 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Air untuk keperluan laboratorium ,kantor, dan pencucian air untuk keperluan peralatan (Mo)

$$\begin{aligned}M_o &= 15\% \text{ air keperluan kantor} \\ &= 125 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi, total air penyediaan sarana umum dan sanitasi (Ms)

$$\begin{aligned}M_s &= M_k + M_o \\ &= 833,3 \text{ kg.jam} + 125 \text{ kg/jam} \\ &= 958,3 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Air Proses

1. Air umpan boiler (Mb)

Air yang diumpankan ke boiler untuk memproduksi steam yang diperoleh dari unit steam 64.985,25 kg/jam dan kebutuhan umpan boiler (W) untuk memproduksi steam

| No | Keterangan | Jumlah (kg/jam) |
|--------------|------------------|------------------|
| 1 | Air umpan boiler | 65.261,03 |
| 2 | Air make up | 11.110,92 |
| Total | | 76.371,95 |

2. Air Pendinging (Md)

Alat-alat yang menggunakan air pendingin dapat dilihat pada table dibawah ini :

| No | Alat | Jumlah (kg/jam) |
|--------------|-------------------------|-----------------------|
| 1 | Tangki pendingin I | 17.367,6751 |
| 2 | Reaktor likuifikasi | 5.046,4775 |
| 3 | Tangki pendingin 2 | 60.762,3245 |
| 4 | Reaktor sakarifikasi | 1.088.610,7748 |
| 5 | Barometric condensor I | 130.829,2489 |
| 6 | Barometric condensor II | 89.180,8468 |
| 7 | Reaktor isomerasi | 1.847.112,2145 |
| Total | | 3.238.909,5622 |

Jumlah make up air pendingin yang digunakan diperkirakan 5% dari total air pendingin (Mm) :

$$Mm = 5\% \text{ air pending}$$

$$= 161.945,4781 \text{ kg/jam}$$

Total air pendingin

$$M_d = 3.238,910 + 161.945,4781$$

$$= 3.400.855,0403 \text{ kg/jam}$$

3. Air proses (Mp)

Dari nerca massa jumlah air proses yang dibutuhkan :

| No | Alat | Jumlah (kg/jam) |
|--------------|-----------------------|--------------------|
| 1 | Tangki mixing I | 19.576,5982 |
| 2 | RVDF | 5.230,5214 |
| 3 | Tangki Penampung HCl | 20,2116 |
| 4 | Tangki Penampung NaOH | 0,1178 |
| Total | | 24.827,4491 |

Make up air (wt) diperkirakan 20% dari total air proses

Wt = 20% air total proses

$$= 4.956,49 \text{ kg/jam}$$

Total air proses (Mp) :

$$M_p = 24.827,45 + 4.965,49$$

$$= 29.792,94 \text{ kg/jam}$$

Jadi total kebutuhan air proses yang diperlukan adalah

$$M = M_b + M_d + M_p$$

$$= (83.084,9800 + 3.397.484,8673 + 24,872,4491) \text{ kg/jam}$$

$$= 3.507.019,93 \text{ kg/jam}$$

Table kebutuhan Air Total

| Penggunaan | Jumlah (kg/jam) |
|-------------------------------------|-----------------------|
| Penyediaan sarana umum dan sanitasi | 958,33 |
| Air proses | 3.507.019,93 |
| Total | 3.507.978,2634 |

2. Unit Penyediaan Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan steam yang dibutuhkan peralatan.

| No | Nama Peralatan | Massa (kg/jam) |
|----|----------------|------------------|
| 1 | Evaporator I | 32.414,39 |
| 2 | Heater | 164,77 |
| 3 | Evaporator II | 15.324,44 |
| 4 | Jet cooker | 4.305,23 |
| | Total | 52.208,83 |

Direncanakan kebutuhan steam sebanyak 25% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya, sehingga steam yang dibutuhkan oleh boiler (W_s) :

$$\begin{aligned}
 W_s &= 125\% \times \text{total steam} \\
 &= 1,25 \times 52.208,83 \text{ kg/jam} \\
 &= 65.261,03 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Steam yang dihasilkan boiler adalah saturated (Tabel Smith Vaan Ness) pada suhu 145°C pada tekanan 13,65 kPa.

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi cairan jenuh } (\Delta H_L) &= 610,63 \text{ kJ/kg} \\
 &= 145,9441 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh } (\Delta H_v) = 2.740,30 \text{ kJ/kg}$$

$$= 654,95 \text{ kkal/kg}$$

a. Penentuan power boiler (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{W_s(H-H_i)}{8.391,57}$$

Dimana :

BHP : Break Horse Power (hp)

W_s : Jumlah steam yang dihasilkan (kg/jam)

H : Panas laten yang dihasilkan (kkal/kg)

H_i : Panas air umpan boiler (kkal/kg)

Jika kualitas steam 100% kering

$$\begin{aligned} \text{Panas laten (H)} &= 100\% \times (H_v - H_l) \\ &= 100\% \times (654,9474 - 145,9441) \text{ kkal/kg} \\ &= 509,0033 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Panas air umpan ketel pada temperature 50°C

$$\begin{aligned} H_i &= 1 \text{ kkal/kg}^\circ \text{C} \times 50^\circ \text{C} \\ &= 50 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Maka, BHP :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{64.985,5936 \frac{\text{kkal}}{\square} \times (509,0033 \frac{\text{kkal}}{\square} - 50 \frac{\text{kkal}}{\square})}{8.391,57} \\ &= 3.569,6577 \text{ kkal/jam} \\ &= 14.165,4728 \text{ BTU/jam} \\ &= 236,0912 \text{ BTU/menit} \\ &= 5,5718 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan umpan boiler

$$W' = W_s \times F$$

Diketahui bahwa F = kebutuhan umpan boiler

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{H-H_i}{539,2} && \text{(PT migas, hal 66)} \\
 &= \frac{(509,0033-50) \text{ kkal/kg}}{539,2} \\
 &= 0,8513 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 W &= W_s \times F \\
 &= 64.985,25 \text{ kg/jam} \times 0,8513 \text{ kka/kg} \\
 &= 55.319,8207 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi kondensat yang hilang pada waktu setelah pemanasan adalah 20% maka umpan boiler harus ditambahkan (makeup) ke dalam boiler :

$$\begin{aligned}
 W_m &= 0,2 \times W \\
 &= 0,2 \times 55.319,8207 \text{ kg/jam} \\
 &= 11.063,9641 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Unit Penyediaan Listrik

Generator yang digunakan yakni 2 buah dengan masing-masing memiliki kapasitas 400 kW, maka besarnya power generator (W) tiap jam adalah :

Kebutuhan Listrik dalam pabrik HFS terdiri atas :

1. Kebutuhan Listrik untuk proses pabrik

a. Kebutuhan listrik untuk proses

| No | Alat | Jumlah | Daya Motor (hp) | Total Daya (hp) |
|----|-----------------|--------|--------------------|--------------------|
| 1 | Belt conveyer | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 2 | Bucket elevator | 1 | 1 | 1 |

| | | | | |
|----|------------------------------------|-----------|-------------|-----|
| 3 | Tangki penampung CaCl ₂ | 1 | 5 | 5 |
| 4 | Tangki mixing I | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 5 | Pompa centrifugal I | 1 | 2 | 2 |
| 6 | Tangki pendingin I | 1 | 2 | 2 |
| 7 | Reaktor likuifikasi | 1 | 2 | 2 |
| 8 | Pompa centrifugal II | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 9 | Tangki pendingin II | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 10 | Reaktor sakarifikasi | 4 | 0,5 | 2 |
| 11 | Pompa centrifugal III | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 12 | RVDF | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 13 | Pompa centrifugal IV | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 14 | Pompa centrifugal V | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 15 | Pompa centrifugal VI | 1 | 1,5 | 1,5 |
| 16 | Reaktor isomerasi | 4 | 0,5 | 2 |
| 17 | Pompa centrifugal VII | 1 | 1 | 1 |
| 18 | Tangki mixing II | 1 | 1 | 1 |
| 19 | Pompa centrifugal VIII | 1 | 1 | 1 |
| 20 | Tangki karbonasi | 1 | 1 | 1 |
| 21 | Pompa centrifugal IX | 1 | 1 | 1 |
| 22 | Pompa centrifugal X | 1 | 1 | 1 |
| 23 | Pompa centrifugal XI | 1 | 1 | 1 |
| 24 | Pompa centrifugal XII | 1 | 1 | 1 |
| | Total | 30 | 35,5 | |

Kebutuhan Listrik untuk proses pabrikasi (P Proses)

$$P \text{ proses} = 35,5 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ watt/hp}$$

$$= 26.472,350 \text{ watt}$$

$$= 26,4724 \text{ kW.}$$

b. Kebutuhan Listrik untuk proses utilitas

| No | Alat | Jumlah | Daya Motor (hp) | Total Daya (hp) |
|----|---|-----------|--------------------|--------------------|
| 1 | Pompa air sungai | 2 | 60 | 120 |
| 2 | Tangki pelarutan koagulan | 1 | 1 | 1 |
| 3 | Pompa bak air sungai | 2 | 60 | 120 |
| 4 | Pompa bak air bersih | 2 | 60 | 120 |
| 5 | Pompa air umpan boiler | 1 | 3 | 3 |
| 6 | Pompa bak air pendingin | 2 | 60 | 120 |
| 7 | Pompa bak air resirkulasi cooling tower | 1 | 5 | 5 |
| 8 | Pompa bak air sanitasi | 1 | 1 | 1 |
| 9 | Pompa fuel tank | 1 | 30 | 30 |
| | Total | 13 | 520 | |

Kebutuhan listrik untuk utilitas (P Utilitas)

$$\begin{aligned}
 P \text{ Utilitas} &= 520 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ watt/hp} \\
 &= 387.764.0000 \text{ watt} \\
 &= 387,7640 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Total kebutuhan Listrik untuk pabrikan (P pabrikan)

$$\begin{aligned}
 P \text{ pabrikan} &= P \text{ proses} + P \text{ Utilitas} \\
 &= 26,4724 \text{ kW} + 387,7640 \text{ kW} \\
 &= 414,2364 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Jika factor keamanan 20%, maka

$$\begin{aligned} P_{\text{pabrik}} &= 1,2 \times 414,2364 \text{ kW} \\ &= 497,0836 \text{ kW} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Listrik untuk alat control (P control)

$$\begin{aligned} P_{\text{control}} &= 0,2 \times 497,0836 \text{ kW} \\ &= 99,4167 \text{ kW} \end{aligned}$$

3. Kebutuhan Listrik untuk penerangan (P penerangan)

Dari *perry* edisi 6 tabel 25-29 diperoleh untuk kebutuhan Listrik penerangan yakni pada range 7-25% dari kebutuhan Listrik pabrikasi.

$$\begin{aligned} P_{\text{penerangan}} &= 0,2 \times 497,0836 \text{ kW} \\ &= 99,4167 \text{ kW} \end{aligned}$$

4. Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan lain-lain (Pe)

$$\begin{aligned} P_e &= 0,5 \times 497,0836 \text{ kW} \\ &= 248,5418 \text{ kW} \end{aligned}$$

Total kebutuhan Listrik (P)

$$\begin{aligned} P &= P_{\text{pabrik}} + P_{\text{control}} + P_{\text{penerangan}} + P_e \\ &= (497,0836 + 99,4167 + 99,4167 + 248,5418) \text{ kW} \\ &= 944,4589 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kebutuhan tenaga Listrik diperoleh dari PLN dan sebagai Cadangan untuk memperlancar produksi bila terjadi gangguan pada PLN digunakan 2 buah generator dengan kapasitas setiap generator 500 kW maka besarnya generator (W) tiap jam adalah :

$$W = 500 \text{ kW} \times \frac{3,414 \text{ BTU/kWh}}{1 \text{ kWh}}$$

$$= 1.707,00 \text{ BTU/jam}$$

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah diesel oil dengan heating value $H_v = 19,525 \text{ BTU/lb}$ dan densitas bahan bakar $\rho = 54,9384 \text{ lb/cuft}$

$$\text{Jumlah bahan} = \frac{500.000 \text{ kWh}}{19,525 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times 0,239 \frac{\text{watt}}{\text{BTU}} \times 54,9384 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}}$$

$$= 1.950,32 \text{ cuft/jam}$$

$$= 1.950,32 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 55.227,11 \text{ L/jam}$$

Diperkirakan total gangguan Listrik dari PLN dalam setahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam

$$\text{Bahan bakar untuk kebutuhan generator} = 336,00 \text{ jam/tahun} \times 55.227,11 \text{ L/jam}$$

$$= 14.845.046,39 \text{ L/tahun}$$

1. Pompa Air Sungai (J-01)

Fungsi : mengalirkan air Sungai menuju bak penampungan air Sungai (reservoir)

Tipe : Pompa Sentrifugal

Bahan : Commercial steel

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= 3.507.978,2634 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{3.507.978,2634}{24} \\ &= 1.753.989,1317 \text{ kg/pompa} \\ &= 3.867.546,0354 \text{ lb} \end{aligned}$$

Titik referensi yang digunakan :

- Titik 1 = Sungai
- Titik 2 = Bak penampungan air Sungai

Pers. Bernoulli

(Geankoplis 3rd, pers. 2.7-28, hal 63)

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

Data – data :

$$T \text{ air masuk} = 30 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate air} &= 1.753.989,1317 \text{ kg/jam} \\ &= 3.867.546,0354 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air} &= 0,9957 \text{ kg/l} \\ &= 62,1583 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas larutan} &= 0,8007 \text{ cP} \\ &= 0,008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0005 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q}_f) &= \frac{\square \square}{\square \square} \\ &= \frac{1.753.989,1317 \square / \square}{0,9957 \square / \square} \\ &= 1.761.599,2404 \text{ L/jam} \\ &= 17,2735 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen (Peters & Timmerhaus, 4th hal 496)

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (17,2735 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 24,0459 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern table 11 hal 844 dipilih 24 sech 24, maka :

$$\text{OD} = 24 \text{ in} = 1,9992 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 23,25 \text{ in} = 1,9367 \text{ tf} \\ &= 0,0492 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 2,9445 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} V &= \frac{\square}{\square} \\ &= \frac{17,2735 \square^3 / \square}{2,9445 \square^2} \\ &= 5,8664 \text{ ft/s} \\ &= 1,7893 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\square}$$

$$= \frac{62,1583 \frac{lb}{ft^3} \times 1,9367 ft \times 5,366 \frac{ft}{s}}{0,0005 \frac{ft}{s}}$$

$$= 1.312.568,1398$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 24 in sech 24.

Perhitungan driction losses

a. Friksi karena adanya Sudden Contraction

(Geankoplis 3rd, pers.2.10-16, hal 93)

$$h_c = \frac{k_c v^2}{2g}$$

dimana :

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$k_c = 0,55$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \alpha v^2}{2g} = \frac{0,55 \alpha 3,2015^2}{2 \times 1} = 0,8804 \text{ J/kg}$$

b. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 14,5 m

Bahan pipa = *Commercial steel*

Data yang diperoleh :

$$N_{Re} = 1.312.568,1398$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0009$$

$$F = 0,0048$$

$$D = 0,0492 \text{ m}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{2D}$$

$$= 4 \times 0,0048 \frac{14,5 \times (1,7893 \text{ m/s})^2}{2 \times 0,0492 \text{ m}}$$

$$= 9,0591 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena sambungan dan valve

$$1 \text{ buah globe valve wide, } k_f = 6 \times 1 = 6$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0,75 \times 4 = 3$$

$$= 9$$

α untuk aliran turbulen adalah 1

$$h_f = \frac{K_f \cdot v^2}{2 \cdot g}$$

$$= 9 \times \frac{(1,7893 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 1}$$

$$= 14,4065 \text{ J/kg}$$

4. Friksi karena adanya sudden expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot g}$$

Dimana :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$V_2 = v$$

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka : $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$K_{ex} = 1$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_{ex} = \frac{1 \times 3,2015}{2 \cdot 1}$$

$$= 1,6007 \text{ J/kg}$$

$$= h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= (0,8804 + 9,0591 + 14,4065 + 1,6007) \text{ J/kg}$$

$$= 25,9468 \text{ J/kg}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$P_1 = P_2$$

$$Z_1 = 1,0 \text{ m}$$

$$Z_2 = 4,5 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 3,5 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 995,6800 \text{ kg/m}^3$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 1,7893 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1, \text{ karena aliran turbulen}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

$$= - \left(\frac{0}{995,6800} \right) + 9,8 (4,5 - 1) + \frac{(1,7893)^2 - (0)^2}{2} + 25,9468$$

$$= 61,8475 \text{ J/kg}$$

$$= -61,8475 \text{ J/kg}$$

$$\text{Kapasitas} = 1.761,5992 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Efisiensi pompa (n)} = 91\%$$

Maka,

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$= 68,8645$$

$$\text{Brake Kw (BHP)} = \frac{68,8645}{1.000,0000}$$

$$= 33,5521 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi pompa (ne)} = 88\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1970})$$

Maka,

$$\text{Power motor} = \frac{33,5521}{\eta}$$

$$= \frac{33,5521}{0,8800}$$

$$= 38,1274 \text{ kW}$$

$$= 51,1288 \text{ Hp}$$

Diambil power standar = 60 Hp

2. Bak Air Sungai (T-01)

Fungsi : Untuk menampung air Sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air Sungai yang berasal dari Sungai

Bentuk : Persegi Panjang

Waktu tinggal : 1 jam

a. Volume air yang ditampung (V/L) = 3.507.978,2634 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$VL = \frac{3.507.978,2634}{0,9957} \times 1 \text{ jam}$$
$$= 3.523.198,4808 \text{ L}$$
$$= 3.523,1985 \text{ m}^3$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Jika 95% bak terisi air, maka :

$$VL = \frac{100}{95}$$
$$= 3.708,6300 \text{ m}^3$$

c. Penentuan ukuran bak

Panjang (P) = 2 x

Lebar (L) = 1x

Tinggi (T) = 5 m

Maka,

$$V = P \times L \times T$$

$$3.708,63 \text{ m}^3 = (2x) \times (1x) \times 5 \text{ m}$$

$$3.708,63 \text{ m}^3 = 2x^2 \times 5 \text{ m}$$

$$741,73 \text{ m}^2 = 2x^2$$

$$x^2 = 370,8630$$

$$x = 19,2578 \text{ m}$$

sehingga,

$$P = 2x$$

$$= 2 \times 19,2578 \text{ m}$$

$$= 38,5156 \text{ m}$$

Maka ukuran bak penampungan awal, yaitu :

Panjang = 38,5156 m

Lebar = 19,2578 m

Tinggi = 5 m

Konstruksi = Beton bertulang

3. Tangki Pelarut Koagulan (MT-01)

Fungsi : Mengikat atau mengendapkan partikel-partikel kecil dengan menggunakan koagulan

Dimana :

$$L = 0,5 D$$

$$H = 0,5 L$$

a. Volume air yang mengisi tangki (VL) = 3.523,1985 m³

Jika direncanakan menggunakan 1 buah tangki, maka :

$$V1 = \frac{3.523,1985 \text{ m}^3}{1} = 3.523,1985 \text{ m}^3$$

b. Volume yang dirancang 90% tangki berisi air, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (Vt)} &= \frac{100}{90} \times 3.523,1985 \text{ m}^3 \\ &= 3.914,6650 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki (Vt) = Volume silinder + Volume kenis

$$3.914,6650 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H$$

$$3.914,6650 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 0,5 D + \frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} (0,25 D)$$

$$3.914,6650 \text{ m}^3 = 0,3925 D^3 + 0,0654 D^3$$

$$3.914,6650 \text{ m}^3 = 0,4579 D^3$$

$$D^3 = 8.548,8589 \text{ m}^3$$

$$D = 20,4473 \text{ m}$$

Jadi, L = 0,5 D

$$= 0,5 \times 20,4473 \text{ m}$$

$$= 10,2237 \text{ m}$$

$$H = 0,5 L$$

$$= 0,5 \times 10,2237 \text{ m}$$

$$= 5.1118 \text{ m}$$

c. Proses Pengendapan

Untuk pengendapan digunakan alum = 2 grain/gallon air

$$\text{Kapasitas air (Qf)} = 17,2735 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 7.752,8640 \text{ gal/min}$$

$$\text{MA} = 7.752,8640 \text{ gal/min} \times \frac{2 \text{ grain} \times 1 \text{ lb}}{\text{gal} \times 7000 \text{ gram}}$$

$$= 2,2151 \text{ lb/min}$$

$$= 60,2863 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.446,8705 \text{ kg/hari}$$

Alum yang ditambahkan ke tangki pencampuran dan penggumpalan dilarutkan dalam air yang berkadar 4% alum

$$\text{Kebutuhan CaO} = 1,5 \text{ grain/gal}$$

$$\text{CaO} = 1,5 \text{ grain/gal} \times 7.752,8640 \text{ gal/min} \times \frac{1 \square}{7000 \square \square \square}$$

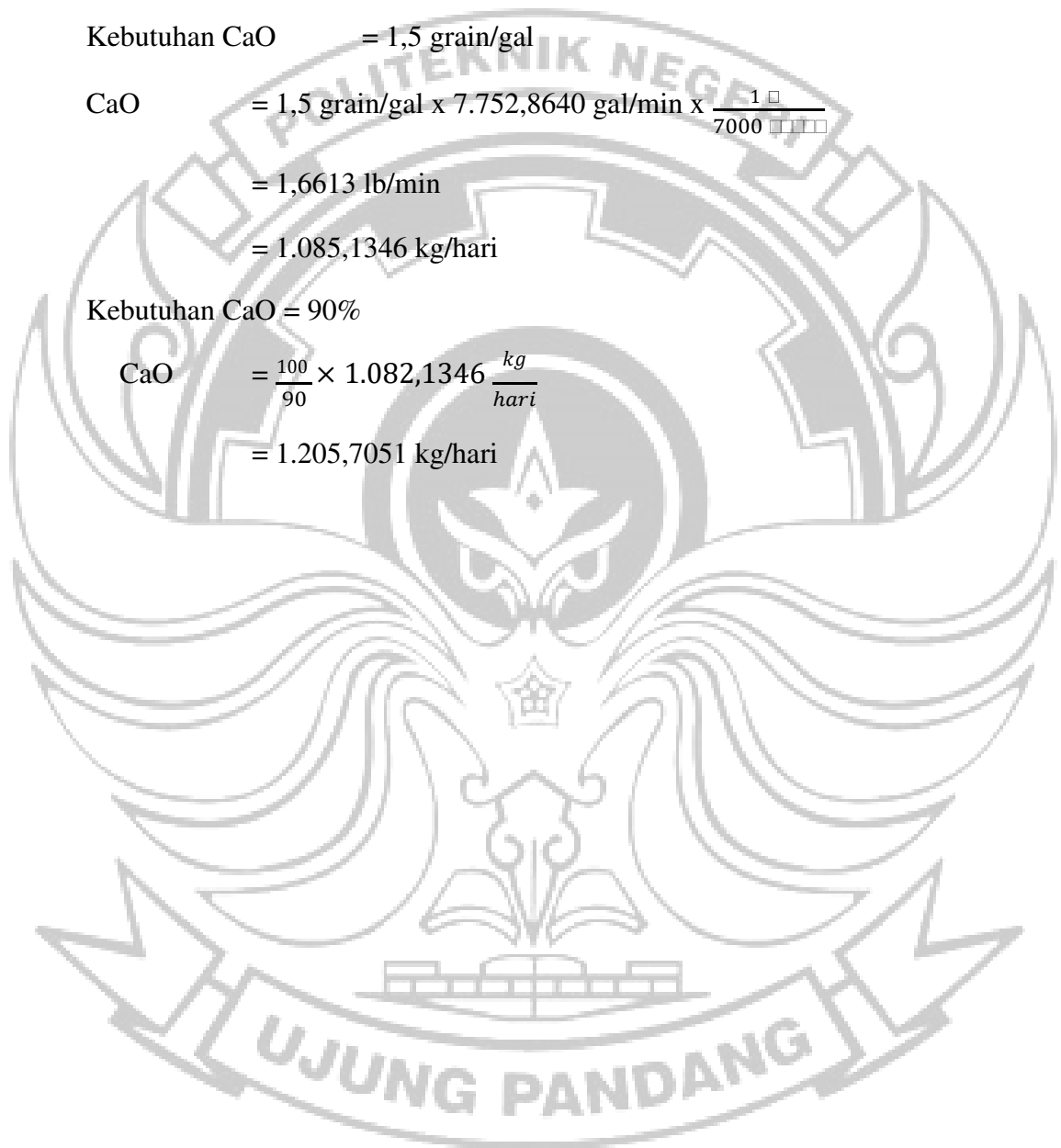
$$= 1,6613 \text{ lb/min}$$

$$= 1.085,1346 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Kebutuhan CaO} = 90\%$$

$$\text{CaO} = \frac{100}{90} \times 1.082,1346 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$= 1.205,7051 \text{ kg/hari}$$



4. Bak Sand Filter (T-05)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa

Jenis : Gravity sand filter

Bentuk : Persegi Panjang

Waktu tinggal: 1 jam

a. Volume air yang ditampung (V/L) = 3.507.978,2634 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$VL = \frac{3.507.978,2634}{0,9957} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 3.523.198,4808 \text{ L}$$

$$= 3.523,1985 \text{ m}^3$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Bak yang akan mengisi bak sebanyak 4 buah

$$VB = \frac{3.523,1985 \text{ m}^3}{4}$$

$$= 880,7996 \text{ m}^3$$

Jika 95% bak terisi air, maka :

$$VL = \frac{100}{95}$$

$$= 978,6662 \text{ m}^3$$

c. Penentuan ukuran bak

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 7 \text{ m}$$

Maka,

$$V = P \times L \times T$$

$$978,6662 \text{ m}^3 = (2x) \times (1x) \times 7 \text{ m}$$

$$978,6662 \text{ m}^3 = 2x^2 \times 7 \text{ m}$$

$$139,8095 \text{ m}^2 = 2x^2$$

$$x^2 = 69,9047$$

$$x = 8,3609 \text{ m}$$

sehingga,

$$P = 2x$$

$$= 2 \times 8,3609 \text{ m}$$

$$= 16,7218 \text{ m}$$

Penentuan ukuran saringan

$$\text{Tinggi pasir} = 0,9144 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi krikil} = 0,3048 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air dibawah lapisan pasir} = 1,2192 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi diatas lapisan pasir} = 1,2192 \text{ m}$$

Maka ukuran bak penampungan awal, yaitu :

Panjang = 16,7218 m
Lebar = 8,3609 m
Tinggi = 7 m
Konstruksi = Beton



5. Bak Penampungan Air Bersih (T-02)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak sand filter

Bentuk : Persegi Panjang

Waktu Tinnal: 1 jam

a. Volume air yang ditampung (V/L) = 3.507.978,2634 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$\begin{aligned}
 VL &= \frac{3.507.978,2634}{0,9957} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 3.523.198,4808 \text{ L} \\
 &= 3.523,1985 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Bak yang akan mengisi bak sebanyak 1 buah

$$\begin{aligned}
 VB &= \frac{3.523,1985^3}{1} \\
 &= 3.523,1985 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jika 95% bak terisi air, maka :

$$\begin{aligned}
 VL &= \frac{100}{95} \\
 &= 3.914,6650 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Penentuan ukuran bak

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 3.914,6650 \text{ m}^3 &= (2x) \times (1x) \times 5 \text{ m} \\
 3.914,6650 \text{ m}^3 &= 2x^2 \times 5 \text{ m} \\
 782,933 \text{ m}^2 &= 2x^2 \\
 x^2 &= 391,4665 \\
 x &= 19,7855 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}
 P &= 2x \\
 &= 2 \times 19,7855 \text{ m} \\
 &= 39,5710 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka ukuran bak penampung awal, yaitu :

$$\text{Panjang} = 39,5710 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 19,7855 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

6. Bak Air Pendingin (T-03)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum di pabrik

Bentuk : Persegi Panjang

Waktu tinggal : 1 jam

a. Volume air yang ditampung (V/L) = 3.400.855,0403 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$\begin{aligned} VL &= \frac{3.400.855,0403}{0,9957} \times 1 \text{ jam} \\ &= 3.415.610,4775 \text{ L} \\ &= 3.415,6105 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Bak yang akan mengisi bak sebanyak 1 buah

$$\begin{aligned} VB &= \frac{3.412,6105}{1} \\ &= 3.415,6105 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika 85% bak terisi air, maka :

$$\begin{aligned} VL &= \frac{100}{85} \\ &= 4.018,3653 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Penentuan ukuran bak

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 4 \text{ m}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 4.014,4 \text{ m}^3 &= (2x) \times (1x) \times 4 \text{ m} \\ 4.014,4 \text{ m}^3 &= 2x^2 \times 4 \text{ m} \\ 1.003,6 \text{ m}^2 &= 2x^2 \\ x^2 &= 502,2957 \\ x &= 22,4120 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned} P &= 2x \\ &= 2 \times 22,4120 \text{ m} \\ &= 44,8239 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran bak penampung awal, yaitu :

$$\text{Panjang} = 44,8239 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 22,4120 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

7. Pompa Bak Air Pendingin (J-05)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin menuju alat proses

Tipe : Pompa Sentrifugal

Bahan : *Commercial steel*

$$\text{Kapasitas laju air umpan (Q)} = 3.400.855,0403 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{3.400.855,0403 \square}{2 \square}$$

$$= 1.700.427,5201 \text{ kg/pompa}$$

$$= 3.749.442,6819 \text{ lb}$$

Titik referensi yang digunakan :

- Titik 1 = Bak air pendingin
- Titik 2 = Alat proses

Pers. Bernoulli

(Geankoplis 3rd, pers. 2.7-28, hal 63)

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \square} + \Sigma F$$

Data – data :

$$T \text{ air masuk} = 30 \text{ C}$$

$$\text{Rate air} = 1.700.427,5201 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.749.442,6819 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 0,9957 \text{ kg/l}$$

$$= 62,1583 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan} = 0,8007 \text{ cP}$$

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumentrik (Q}_f) = \frac{\square \square}{\square \square}$$

$$= \frac{1.700.427,5201 \square / \square}{0,9957 \square / \square}$$

$$= 1.707.805,2388 \text{ L/jam}$$

$$= 16,7460 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen

(Peters & Timmerhaus, 4th hal 496

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (16,7460 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 23,7126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Kern table 11 hal 844 dipilih 24 sech 24, maka :

$$\text{OD} = 24 \text{ in} = 1,9992 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 23,25 \text{ in} = 1,9367 \text{ ft} \\ = 0,0492 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\
 &= 2,9445 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q_f}{A} \\
 &= \frac{16,7460 \text{ ft}^3/\text{s}}{2,9445 \text{ ft}^2} \\
 &= 5,6873 \text{ ft/s} \\
 &= 1,7346 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\
 &= \frac{62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 1,9367 \text{ ft} \times 5,1901 \text{ ft}/\text{s}}{0,0005 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}} \\
 &= 1.272.486,2125
 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 24 in sech 24.

Perhitungan driction losses

c. Friksi karena adanya Sudden Contraction

(Geankoplis 3rd, pers.2.10-16, hal 93)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2g}$$

dimana :

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$k_c = 0,55$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \cdot 3,0089}{2 \cdot 1} = 0,8275 \text{ J/kg}$$

d. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 14,5 m

Bahan pipa = *Commercial steel*

Data yang diperoleh :

$$N_{Re} = 1.271.484,2125$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0009$$

$$F = 0,0048$$

$$D = 0,0492 \text{ m}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{2D} = 4 \times 0,0048 \frac{14,5 \cdot (1,7346 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 0,0492 \text{ m}} = 8,5143 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena sambungan dan valve

$$1 \text{ buah globe valve wide, } k_f = 6 \times 1 = 6$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0,75 \times 4 = 3$$

$$= 9$$

α untuk aliran turbulen adalah 1

$$h_f = \alpha \frac{L v^2}{2D} = 9 \times \frac{(1,7346 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 1} = 13,5401 \text{ J/kg}$$

4. Friksi karena adanya sudden expansion

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v^2}{2}$$

Dimana :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$V_2 = v$$

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka : $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$K_{ex} = 1$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{1 \cdot 3,0030}{2 \cdot 1} \\
 &= 1,5015 \text{ J/kg} \\
 &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= (0,8275 + 8,5143 + 13,5401 + 1,5045) \text{ J/kg} \\
 &= 24,3863 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$\begin{aligned}
 P_1 &= P_2 \\
 Z_1 &= 1,0 \text{ m} \\
 Z_2 &= 4,5 \text{ m} \\
 \Delta Z &= 3,5 \text{ m} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 995,6800 \text{ kg/m}^3 \\
 v_1 &= 0 \text{ m/s} \\
 v_2 &= 1,7329 \text{ m/s} \\
 \alpha &= 1, \text{ karena aliran turbulen} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 W_s &= - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g(Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F \\
 &= - \left(\frac{0}{995,6800} \right) + 9,8(4,5 - 1) + \frac{(1,7329)^2 - (0)^2}{2} + 23,2758 \\
 &= 60,1907 \text{ J/kg} \\
 &= -60,19087 \text{ J/kg} \\
 \text{Kapasitas} &= 1.707.8053 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Efisiensi pompa (n)} &= 89\% \\
 \text{Maka,} \\
 W_p &= - \frac{W_s}{\eta} \\
 &= 67,6300 \\
 \text{Brake Kw (BHP)} &= \frac{67,6300}{1.000,0000} \\
 &= 31,9444 \text{ kW} \\
 \text{Efisiensi pompa (ne)} &= 87\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1970}) \\
 \text{Maka,} \\
 \text{Power motor} &= \frac{31,9444}{87/100} \\
 &= 38,7177 \text{ kW} \\
 &= 49,2385 \text{ Hp} \\
 \text{Diambil power standar} &= 60 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

8. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin telah digunakan oleh alat proses dan mengolahnya dari temperature 45° C menjadi 30° C

Tipe : Induced draft cooling tower dengan bahan isian berl saddle 1 in

$$\text{Kapasitas laju air umpan (Q)} = 3.238.909,5622 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{3.238.909,5622}{3} = 1.079.636,5207 \text{ kg/cooling tower}$$

$$\text{Densitas air} = 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumentrik (Q}_f) &= \frac{1.079.636,5207}{0,9957} \\ &= 1.084.320,7865 \text{ L/jam} \\ &= 10,6324 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 4.774,2644 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu air masuk} &= 45 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 113 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu air keluar} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu wet bulb} = 70 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu approach} &= (86-70) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 16 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu range} &= (113-86) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 27 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi air} = 2 \text{ gpm/ft}^2$$

Luas permukaan teoritis tower (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{4.774,2644}{2} \\ &= 2.387,1322 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Power teoritis (untuk 100% standar performance) = 0,04 hp/ft² luas tower

$$\begin{aligned} \text{Power fan (P)} &= 0,04 \text{ hp/ft}^2 \times 2.387,1322 \text{ ft}^2 \\ &= 95,4853 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor (BHP)} &= \frac{95,4853 \text{ hp}}{0,7800} \\ &= 122,4170 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Daya motor fan (N)} = \frac{122,4170 \text{ hp}}{0,9100}$$

= 134,5242 Hp

Diambil power standar = 150 Hp



9. Pompa Bak Air Cooling Tower *Resirkulasi* (J-06)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin hasil (*resirkulasi*) cooling tower menuju bak penampung bak air pendingin

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : *Commercial steel*

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= \frac{161.945,4781 \square}{1 \square} \\ &= 161.945,4781 \text{ kg/pompa} \\ &= 357.089,7792 \text{ lb} \end{aligned}$$

Titik referensi yang digunakan :

- Titik 1 = Cooling tower
- Titik 2 = Bak penampungan air pendingin

Pers. Bernoulli

(Geankoplis 3rd, pers. 2.7-28, hal 63)

$$W_s = -\left(\frac{P_2 - P_1}{\rho}\right) + g(Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

Data - data :

T air masuk = 30 C

Rate air = 161.945,4781 kg/jam
= 357.089,7792 lb/jam

Densitas air = 0,9957 kg/l
= 62,1583 lb/ft³

Viskositas larutan = 0,8007 cP
= 0,008 kg/m.s
= 0,0005 lb/ft.s

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q}_f\text{)} &= \frac{\square}{\square} \\ &= \frac{161.945,4781 \square / \square}{0,9957 \square / \square} \\ &= 162.648,1180 \text{ L/jam} \\ &= 1,5949 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen

(Peters & Timmerhaus, 4th hal 496)

$$D_{i \text{ optimum}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (1,5949 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 8,2308 \text{ in}$$

Dari Kern table 11 hal 844 dipilih 10 sech 40, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 10,7500 \text{ in} &= 0,8955 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 10,0200 \text{ in} &= 0,8347 \text{ ft} &= 0,2512 \text{ m} \\ A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0,5469 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1,5949 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,5469 \text{ ft}^2} \\ &= 2,9163 \text{ ft/s} \\ &= 0,8895 \text{ m/s} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{62,1583 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,8347 \text{ ft} \times 2,9163 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 281.202,3994 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 10 in sech 40.

Perhitungan driction losses

a. Friksi karena adanya Sudden Contraction

(Geankoplis 3rd, pers.2.10-16, hal 93)

$$h_c = \frac{k_c v^2}{2g}$$

dimana :

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$\begin{aligned} k_c &= 0,55 \\ \alpha &= 1 \text{ (untuk aliran turbulen)} \\ h_c &= \frac{0,55 \times 0,7911}{2 \times 1} \\ &= 0,2176 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 14,5 m

Bahan pipa = *Commercial steel*

Data yang diperoleh :

$$N_{Re} = 281.202,3994$$

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0,0022$$

$$F = 0,0060$$

$$D = 0,0212 \text{ m}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{2D}$$

$$= 4 \times 0,0060 \frac{14,5 \times (0,8895 \text{ m/s})^2}{2 \times 0,0169 \text{ m}}$$

$$= 6,4931 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena sambungan dan valve

$$1 \text{ buah globe valve wide, } k_f = 6 \times 1 = 6$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0,75 \times 4 = 3$$

$$= 9$$

α untuk aliran turbulen adalah 1

$$h_f = \alpha \frac{v^2}{2}$$

$$= 9 \times \frac{(0,8895 \text{ m/s})^2}{2 \times 1}$$

$$= 3,5601 \text{ J/kg}$$

5. Friksi karena adanya sudden expansion

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v^2}{2}$$

Dimana :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$V_2 = v$$

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka : $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$K_{ex} = 1$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_{ex} = \frac{1 \times 0,7911}{2 \times 1}$$

$$= 0,3956 \text{ J/kg}$$

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= (0,2176 + 6,4931 + 3,5601 + 0,3956) \text{ J/kg}$$

$$= 10,6664 \text{ J/kg}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$P_1 = P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$Z_1 = 1,0 \text{ m}$$

$$Z_2 = 4,5 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 3,5 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 995,6800 \text{ kg/m}^3$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 0,8895 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1, \text{ karena aliran turbulen}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

$$= - \left(\frac{0}{995,6800} \right) + 9,8 (4,5 - 1) + \frac{(0,8895)^2 - (0)^2}{2} + 10,6664$$

$$= - 45,3620 \text{ J/kg}$$

Kapasitas = 162,6481 m³/jam
(Peters & Timmerhaus 5th, fig 12-17 hal 516)

Efisiensi pompa (n) = 83%
(Geankoplis 4th hal 144)

Maka,

$$W_p = - \frac{W_s}{n}$$

$$= \frac{55,2772}{0,83}$$

$$= 66,4784$$

$$= \frac{66,4784}{1.000,0000}$$

$$= 2,4842 \text{ kW}$$

Efisiensi pompa (ne) = 82% (Peters & Timmerhaus, 1976)

Maka,

$$\text{Power motor} = \frac{2,4866}{0,82/100}$$

$$= 3,0325 \text{ kW}$$

$$= 4,0666 \text{ Hp}$$

Diambil power standar = 5 Hp

10. Kation Exchanger (KE-01)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Waktu tinggal : 12 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= 76.371,95509 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{76.371,9509 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1 \text{ kation exchanger}} \times 12 \text{ jam} \\ &= 916.463,4108 \text{ kg} \\ &= 2.020.801,4108 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air} &= 0,9957 \text{ kg/L} \\ &= 62,1583 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (Q}_f\text{)} &= \frac{\text{kg}}{\text{L}} \\ &= \frac{916.463,4108 \text{ kg}}{0,9957 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \\ &= 920.439,7103 \text{ L} \\ &= 243.180,9010 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan (Mk)

Asumsi : kation yang terserap 145 ppm dan yang tidak terserap 50 ppm (Powell hal 145)

$$\begin{aligned} \text{Mk} &= (145-50) \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ grain}}{64,86 \text{ mg}} \times \frac{3,79 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \\ &= 5,5512 \text{ grain/gal} \end{aligned}$$

Total kation yang akan dihilangkan (MKT)

$$\begin{aligned} \text{MKT} &= Q_f \times \text{Mk} \\ &= 243.180,901 \text{ gal} \times 5,5512 \text{ grain /gal} \\ &= 1.349.942,698 \text{ grain} \end{aligned}$$

Volume resin (VR)

Digunakan natural green zeolite dengan kapasitas penyerap = 2.800 grain/ft³

Resin yang digunakan = 2 gpm/ft³ (Table 5.6 Powell, hal. 172)

$$\text{VR} = \frac{\text{MKT}}{\text{Kapasitas Resin}}$$

$$= \frac{1.349.942,6983 \text{ m}^3}{2.800 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \cdot \text{h}}}$$

$$= 482,1224 \text{ ft}^3$$

Luas penampang bed resin (AR)

Kecepatan penyerapan 3-5 gpm/ft² dipilih 4 gpm/ft² (2.800 gph), maka :

$$AR = \frac{243.180,9010 \text{ m}^3}{2.800 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}}$$

$$= 84,4378 \text{ ft}^2$$

Diameter bed (D)

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4,000}$$

$$D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{84,4378 \text{ ft}^2 \times 4}{3,14}}$$

$$= 10,3713 \text{ ft}$$

$$= 3,1610 \text{ m}$$

Tinggi bed (HR)

$$HR = \frac{\text{AR}}{A}$$

$$= \frac{482,1224 \text{ m}^3}{84,4378 \text{ m}^2}$$

$$= 5,7098 \text{ ft}$$

$$= 1,7403 \text{ m}$$

Tinggi tangki (Ht)

| | |
|--|--------------|
| a. Lapisan grepel bagian atas dan bawah | = 3 + 3 ft |
| b. Lapisan spacing bagian atas dan bawah | = 3 + 3 ft |
| c. Lapisan bed resin | = 5,7098 ft |
| Tinggi total tangki | = 17,7098 ft |
| | = 18 m |

Tebal tangka (Ht)

Tangki terbuat dari carbon steel dan low alloy steel, dimana :

| | |
|----|--------------------------------|
| Is | = 2002-1962 grade C-2B |
| F | = 118.000.000 N/m ² |
| J | = 0,85 |
| C | = 0,003 m |

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan operasi maksimum} &= 150 \text{ KN/m}^2 \\
 \text{Faktor keamanan} &= 5\% \\
 P &= 0,05 \times 150 \text{ KN/m}^2 \\
 &= 7,5 \text{ KN/m}^2 \\
 &= 7.500 \text{ N/m} \\
 &= 7.500 + 150.000 \text{ KN/m}^2 \\
 &= 157.500 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka, tebal tangki :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P \times OD}{2 \times f \times J \times P} + \square \\
 &= \frac{157.500 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 3,1610 \text{ m}}{\left((2 \times 118.000.000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 0,85) + 157.500 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right)} + 0,003 \square \\
 &= 0,0055 \text{ m}
 \end{aligned}$$



11. Anion Exchanger (AE-01)

Fungsi : menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Waktu tinggal : 12 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= 76.371,9509 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{76.371,9509 \text{ kg/jam}}{1 \text{ Anion exchanger}} \times 12 \text{ jam} \\ &= 916.463,4108 \text{ kg} \\ &= 2.020.801,8208 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air} &= 0,9957 \text{ kg/L} \\ &= 62,1583 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air} &= 0,9957 \text{ kg/L} \\ &= 62,1583 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (Q}_f) &= \frac{916.463,4108 \text{ kg}}{0,9957 \text{ kg/L}} \\ &= 920.439,7103 \text{ L} \\ &= 243.180,9010 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan (Mk)

Asumsi : kation yang terserap 145 ppm dan yang tidak terserap 50 ppm (Powell hal 145)

$$\begin{aligned} \text{Mk} &= (145-50) \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ grain}}{64,86 \text{ mg}} \times \frac{3,79 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \\ &= 5,5512 \text{ grain/gal} \end{aligned}$$

Total kation yang akan dihilangkan (MKT)

$$\begin{aligned} \text{MKT} &= Q_f \times \text{Mk} \\ &= 243.180,901 \text{ gal} \times 5,5512 \text{ grain /gal} \\ &= 1.349.942,698 \text{ grain} \end{aligned}$$

Volume resin (VR)

Digunakan natural green zeolite dengan kapasitas penyerap = 2.800 grain/ft³

Resin yang digunakan = 2 gpm/ft³ (Table 5.6 Powell, hal. 172)

$$\begin{aligned}
 VR &= \frac{\square}{\square} \\
 &= \frac{1.349.942,6983 \square}{2.800 \frac{\square}{\square^3}} \\
 &= 482,1224 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Luas penampang bed resin (AR)

Kecepatan penyerapan 3-5 gpm/ft² dipilih 4 gpm/ft² (5.040 gph), maka :

$$\begin{aligned}
 AR &= \frac{243.180,9010 \square}{5.040 \square / \square^2} \\
 &= 48,2502 \text{ ft}^2 \\
 &= 4,4826 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter bed (D)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\
 D &= \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{48,2502 \text{ ft}^2 \times 4}{3,14}} \\
 &= 7,8400 \text{ ft} \\
 &= 2,3895 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi bed (HR)

$$\begin{aligned}
 HR &= \frac{\square}{\square} \\
 &= \frac{482,1224 \square^3}{48,2502 \square^2} \\
 &= 9,9921 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi tangki (Ht)

| | |
|--|--------------|
| a. Lapisan grepel bagian atas dan bawah | = 2 + 2 ft |
| b. Lapisan spacing bagian atas dan bawah | = 2 + 2 ft |
| c. Lapisan bed resin | = 9,9921 ft |
| Tinggi total tangki | = 17,9921 ft |
| | = 18 ft |
| | = 5,4861 m |

Tebal tangka (Ht)

Tangki terbuat dari carbon steel dan low alloy steel, dimana :

| | |
|----|--------------------------------|
| Is | = 2002-1962 grade C-2B |
| F | = 118.000.000 N/m ² |

$$J = 0,85$$

$$C = 0,003 \text{ m}$$

Ditetapkan operasi maksimum = 150 KN/m²

Faktor keamanan = 5%

$$P = 0,05 \times 150 \text{ KN/m}^2$$

$$= 7,5 \text{ KN/m}^2$$

$$= 7.500 \text{ N/m}^2$$

$$= 7.500 + 150.000 \text{ KN/m}^2$$

$$= 157.500 \text{ N/m}^2$$

Maka, tebal tangki :

$$= \frac{P \times OD}{2 \times f \times J \times P} + C$$

$$= \frac{157.500 \frac{N}{m^2} \times 2,3895 \text{ m}}{\left((2 \times 118.000.000 \frac{N}{m^2} \times 0,85) + 157.500 \frac{N}{m^2} \right)} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,0049 \text{ m}$$

12. Bak air boiler (T-06)

Fungsi : Menampung air kebutuhan boiler

Bentuk : Persegi Panjang

Waktu tinggal : 24 jam

a. Volume air yang ditampung (V/L) = 65.261,0337 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$VL = \frac{65.261,0337 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1.000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 24 \text{ jam}$$
$$= 1.566,2648 \text{ m}^3$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Bak yang akan mengisi bak sebanyak 1 buah

$$VB = \frac{1.566,2648 \text{ m}^3}{1}$$
$$= 1.566,2648 \text{ m}^3$$

Jika 90% bak terisi air, maka :

$$VL = \frac{100}{90} \text{ m}^3$$
$$= 1.740,2942 \text{ m}^3$$

c. Penentuan ukuran bak

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$
$$\text{Lebar (L)} = 1x$$
$$\text{Tinggi (T)} = 4 \text{ m}$$

Maka,

$$V = P \times L \times T$$
$$1.740,2942 \text{ m}^3 = (2x) \times (1x) \times 4 \text{ m}$$
$$1.740,2942 \text{ m}^3 = 2x^2 \times 4 \text{ m}$$
$$435,0736 \text{ m}^2 = 2x^2$$
$$x^2 = 217,5368$$
$$x = 14,7491 \text{ m}$$

sehingga,

$$P = 2x$$
$$= 2 \times 14,7491 \text{ m}$$
$$= 29,4983 \text{ m}$$

Maka ukuran bak penampung awal, yaitu :

$$\text{Panjang} = 29,4983 \text{ m}$$
$$\text{Lebar} = 14,7491 \text{ m}$$
$$\text{Tinggi} = 4 \text{ m}$$

Konstruksi= Beton

13. Pompa Air Umpan Boiler (J-04)

Fungsi : Mengalirkan air umpan boiler menuju boiler

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : *Commercial steel*

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= \frac{65.261,0337 \square}{1 \square} \\ &= 65.261,0337 \text{ kg/pompa} \\ &= 143.900,5793 \text{ lb} \end{aligned}$$

Titik referensi yang digunakan :

- Titik 1 = Bak air umpan boiler
- Titik 2 = Boiler

Pers. Bernoulli

(Geankoplis 3rd, pers. 2.7-28, hal 63)

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \square} + \Sigma F$$

Data – data :

T air masuk = 30 C

Rate air = 65.261,0337 kg/jam
= 143.900,5793 lb/jam

Densitas air = 0,9957 kg/L
= 62,1583 lb/ft³

Viskositas larutan = 0,8007 cP
= 0,008 kg/m.s
= 0,0005 lb/ft.s

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q}_f\text{)} &= \frac{\square \square}{\square \square} \\ &= \frac{65.261,0337 \square / \square}{0,9957 \square / \square} \\ &= 65.544,1846 \text{ L/jam} \\ &= 0,6427 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen

(Peters & Timmerhaus, 4th hal 496

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,6427 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 5,4679 \text{ in}$$

Dari Kern table 11 hal 844 dipilih 6 sech 40, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 6,6250 \text{ in} &= 0,5519 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 6,0650 \text{ in} &= 0,5052 \text{ ft} &= 0,0218 \text{ m} \\ A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0,2004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,6427 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2004 \text{ ft}^2} \\ &= 3,2076 \text{ ft/s} \\ &= 0,9783 \text{ m/s} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{62,1583 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,5052 \text{ ft} \times 2,0171 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 187.215,1804 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 6 in sech 40.

Perhitungan driction losses

c. Friksi karena adanya Sudden Contraction

(Geankoplis 3rd, pers.2.10-16, hal 93)

$$h_c = \frac{k_c v^2}{2g}$$

dimana :

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$\begin{aligned} k_c &= 0,55 \\ \alpha &= 1 \text{ (untuk aliran turbulen)} \\ h_c &= \frac{0,55 \times 0,9571}{2 \times 1} \\ &= 0,2632 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 14,5 m

Bahan pipa = *Commercial steel*

Data yang diperoleh :

$$N_{Re} = 187.215,1804$$

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0,0036$$

$$F = 0,0070$$

$$D = 0,0128 \text{ m}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{2D}$$

$$= 4 \times 0,0070 \frac{14,5 \times (0,9783 \text{ m/s})^2}{2 \times 0,0128 \text{ m}}$$

$$= 15,1411 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena sambungan dan valve

$$1 \text{ buah globe valve wide, } k_f = 6 \times 1 = 6$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0,75 \times 4 = 3$$

$$= 9$$

α untuk aliran turbulen adalah 1

$$h_f = \alpha \frac{K_f v^2}{2}$$

$$= 9 \times \frac{(0,9783 \text{ m/s})^2}{2 \times 1}$$

$$= 4,3071 \text{ J/kg}$$

4. Friksi karena adanya sudden expansion

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v^2}{2}$$

Dimana :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$V_2 = v$$

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka : $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$K_{ex} = 1$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_{ex} = \frac{1 \times 0,9571}{2 \times 1}$$

$$= 0,4786 \text{ J/kg}$$

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= (0,2632 + 15,1411 + 4,3071 + 0,4786) \text{ J/kg}$$

$$= 20,1899 \text{ J/kg}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$P_1 = P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$Z_1 = 1,0 \text{ m}$$

$$Z_2 = 4,5 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 3,5 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 995,6800 \text{ kg/m}^3$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 0,9783 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1, \text{ karena aliran turbulen}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

$$= - \left(\frac{0}{995,6800} \right) + 9,8 (4,5 - 1) + \frac{(0,9783)^2 - (0)^2}{2} + 20,1899$$

$$= -54,9685 \text{ J/kg}$$

$$\text{Kapasitas} = 65,5442 \text{ m}^3/\text{jam} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 5}^{\text{th}}, \text{fig 12-17 hal 516})$$

$$\text{Efisiensi pompa (n)} = 73\% \quad (\text{Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ hal 144})$$

Maka,

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= \frac{75,0605}{0,73}$$

$$\text{Brake Kw (BHP)} = \frac{75,0605}{1.000,0000}$$

$$= 1,3607 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi pompa (ne)} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1976})$$

Maka,

$$\text{Power motor} = \frac{1,3607}{80/100}$$

$$= 1,7009 \text{ kW}$$

$$= 2,2809 \text{ Hp}$$

Diambil power standar = 3 Hp

14. Bak Air Sanitasi

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit

Bentuk : Persegi panjang

Waktu Tinggal: 24 jam

a. Voume air yang ditampung (VL) = 958,333 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak

$$\begin{aligned} VL &= \frac{958,333 \text{ kg}}{0,9957} \times 24 \text{ jam} \\ &= 23.099,7911 \text{ L} \\ &= 23,0998 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Volume bak penampungan (VB)

Bak yang akan mengisi bak sebanyak 1 buah

$$\begin{aligned} VB &= \frac{23,0998 \text{ m}^3}{1} \\ &= 23,0998 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika 85% bak terisi air, maka :

$$\begin{aligned} VL &= \frac{100}{90} \text{ m}^3 \\ &= 25,6664 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Penentuan ukuran bak

$$\begin{aligned} \text{Panjang (P)} &= 2 \text{ x} \\ \text{Lebar (L)} &= 1 \text{ x} \\ \text{Tinggi (T)} &= 8 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 25,6664 \text{ m}^3 &= (2x) \times (1x) \times 8 \text{ m} \\ 25,6664 \text{ m}^3 &= 2x^2 \times 8 \text{ m} \\ 3,2083 \text{ m}^2 &= 2x^2 \\ x^2 &= 1,6042 \\ x &= 1,2666 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned} P &= 2 \cdot x \\ &= 2 \times 1,2666 \text{ m} \\ &= 2,5331 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran bak penampung awal, yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 2,5331 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 1,2666 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 8 \text{ m} \end{aligned}$$

Konstruksi= Beton

Tebal = 0,3 dari konstruksi beton

Kebutuhan desinfektan

Digunakan kaporit yang mengandung 70% klorin, maka jumlah klorin yang dibutuhkan = 2 ppm

Kaporit (DC) yang dibutuhkan sebanyak

$$\begin{aligned} \text{DC} &= \frac{100}{70} \times 0,000002 \times 934,3750 \frac{\text{kg}}{\square} \\ &= 0,0027 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 0,0657 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$



15. Pompa Air Sanitasi (J-07)

Fungsi : Mengalirkan air sanitasi yang akan digunakan di pabrik maupun di kantor

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : *Commercial steel*

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas laju air umpan (Q)} &= 958,3333 \text{ kg/jam} \\
 &= 958,3333 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 23.000,00 \text{ kg} \\
 &= \frac{958,3333}{1} \\
 &= 23.000,00 \text{ kg/pompa} \\
 &= 50.715,00 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Titik referensi yang digunakan :

- Titik 1 = Bak air sungai
- Titik 2 = Pabrik/kantor

Pers. Bernoulli

(Geankoplis 3rd, pers. 2.7-28, hal 63)

$$W_s = - \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F$$

Data – data :

T air masuk = 30 C

Rate air = 23.000,00 kg/jam

= 50.715,00 lb/jam

Densitas air = 0,9957 kg/L

= 62,1583 lb/ft³

Viskositas larutan = 0,8007 cP

= 0,008 kg/m.s

= 0,0005 lb/ft.s

Rate volumetrik (Q_v) =

$$= \frac{23.000,00 \text{ kg/jam}}{0,9957 \text{ kg/L}}$$

= 23.099,7911 L/jam

$$= 0,2265 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perhitungan diameter pipa

Asumsi aliran turbulen (Peters & Timmerhaus, 4th hal 496)

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,2265 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1583 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,4198 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern table 11 hal 844 dipilih 4 sech 40, maka :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4,5 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 4,0260 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft} = 0,0085 \text{ m} \\ A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \\ &= 0,0883 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,2265 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0883 \text{ ft}^2} \\ &= 2,5655 \text{ ft/s} \\ &= 0,7825 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{62,1583 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,3354 \text{ ft} \times 2,5655 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 99.396,7039 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 4 in sech 40.

Perhitungan driction losses

d. Friksi karena adanya Sudden Contraction

(Geankoplis 3rd, pers.2.10-16, hal 93)

$$h_c = \frac{k_c v^2}{2g}$$

dimana :

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka: $A_1 \gg \gg \gg A_2$ jadi,

$$k_c = 0,55$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \cdot 0,6123}{2 \cdot 1}$$

$$= 0,1684 \text{ J/kg}$$

b. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 14,5 m

Bahan pipa = Commercial steel

Data yang diperoleh :

$$N_{Re} = 99.396,7039$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0054$$

$$F = 0,0082$$

$$D = 0,0085 \text{ m}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{2D}$$

$$= 4 \times 0,0082 \frac{14,5 \cdot (0,7825 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 0,0085 \text{ m}}$$

$$= 17,0925 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena sambungan dan valve

$$1 \text{ buah globe valve wide, } k_f = 6 \times 1 = 6$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ, k_f = 0,75 \times 4 = 3$$

$$= 9$$

α untuk aliran turbulen adalah 1

$$h_f = \frac{K \cdot v^2}{2}$$

$$= 9 \times \frac{(0,7825 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 1}$$

$$= 2,7552 \text{ J/kg}$$

4. Friksi karena adanya sudden expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2}$$

Dimana :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$V_2 = v$$

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka : $A_1 \gg A_2$ jadi,

$$\begin{aligned}
K_{ex} &= 1 \\
\alpha &= 1 \text{ (untuk aliran turbulen)} \\
h_{ex} &= \frac{1 \cdot 0,7896}{2 \cdot 1} \\
&= 0,3948 \text{ J/kg} \\
\Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
&= (0,1684 + 17,0925 + 2,7552 + 0,3061) \text{ J/kg} \\
&= 20,3222 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

Perhitungan power pompa mechanical energy balance

$$\begin{aligned}
P_1 &= P_2 = 101,3 \text{ kPa} \\
Z_1 &= 1,0 \text{ m} \\
Z_2 &= 4,5 \text{ m} \\
\Delta Z &= 3,5 \text{ m} \\
\rho_1 &= \rho_2 = 995,6800 \text{ kg/m}^3 \\
v_1 &= 0 \text{ m/s} \\
v_2 &= 0,7825 \text{ m/s} \\
\alpha &= 1, \text{ karena aliran turbulen} \\
g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
W_s &= -\left(\frac{P_2 - P_1}{\rho}\right) + g(Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \Sigma F \\
&= -\left(\frac{0}{995,6800}\right) + 9,8(4,5 - 1) + \frac{(0,7825)^2 - (0)^2}{2} + 20,3222 \\
&= -54,9284 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

Kapasitas = 23,0000 m³/jam
(Peters & Timmerhaus 5th, fig 12-17 hal 516)

Efisiensi pompa (n) = 67%
(Geankoplis 4th hal 144)

Maka,

$$\begin{aligned}
W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\
&= \frac{81,9827}{0,67} \\
\text{Brake Kw (BHP)} &= \frac{81,9827}{1.000,0000} \\
&= 0,5228 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (ne) = 80% (Peters & Timmerhaus, 1976)

Maka,

$$\begin{aligned}
\text{Power motor} &= \frac{\text{Brake Kw}}{\eta_e} \\
&= \frac{0,5238}{80/100}
\end{aligned}$$

= 0,6547 kW

= 0,8780 Hp

Diambil power standar = 1 Hp.



LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 60.000 ton/tahun

= 164.382 kg/hari

Lama Operasi = 312 hari/tahun

Basis = 100 kg/jam

Nilai tukar rupiah = Rp. 16.410

Pengadaan alat = 2025

Tahun konstruksi = 2026

Lama konstruksi = 2 Tahun

Tahun beroperasi = 2028

E1. Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan = 20.000 m²

Harga tanah per m² = Rp950.000 (Kompas.com)

Harga tanah total = Rp19.000.000.000

E2. Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

(Peter 4th ed hal 236 pdf 257)

$$\square \quad \square \quad \square \quad = \quad \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun } X} \times \text{Harga tahun } X$$

Harga alat berdasarkan kapasitas :

$$P = \left(\frac{K}{K_0} \right)^{0,6} P_0$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

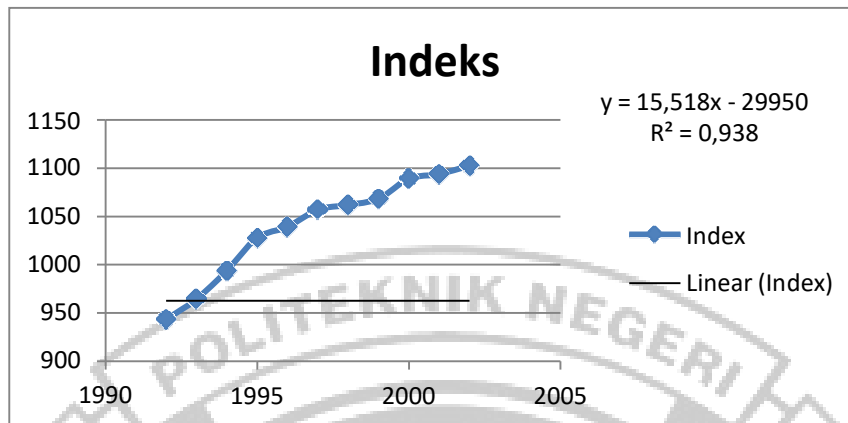
- a. Tahun pengadaan alat 2025
- b. Tahun pabrik selesai didirikan 2028

Tabel 1 Daftar indeks harga pada tahun 1992 - 2002

| No | Tahun | Indeks |
|----|-------|----------|
| 1 | 1992 | 943,10 |
| 2 | 1993 | 964,20 |
| 3 | 1994 | 993,40 |
| 4 | 1995 | 1.027,50 |
| 5 | 1996 | 1.039,10 |
| 6 | 1997 | 1.056,80 |
| 7 | 1998 | 1.061,90 |
| 8 | 1999 | 1.068,30 |
| 9 | 2000 | 1.089,00 |
| 10 | 2001 | 1.093,90 |
| 11 | 2002 | 1.102,50 |

Sumber : Tabel 6-2 *Cost Index as Annual Averages* Petter, 238

Untuk memperoleh indeks harga pada tahun 2025, dilakukan dengan metode regresi linear;



Gambar 1 Daftar Indeks Harga Tahun 1992-2002

$$y = a + b (x-x)$$

Keterangan :

a = nilai rata-rata y, \bar{y}

b = slope garis least square, $= \frac{\Sigma(x-x)(y-y)}{\Sigma(x-x)^2}$

Tabel 2 Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

| Data | x | y | x ² | y ² | xy |
|--------------|--------------|------------------|-------------------|-------------------|----------------------|
| 1 | 1992 | 943,10 | 3.968.064 | 889.438 | 1.878.655,20 |
| 2 | 1993 | 964,20 | 3.972.049 | 929.682 | 1.921.650,60 |
| 3 | 1994 | 993,40 | 3.976.036 | 986.844 | 1.980.839,60 |
| 4 | 1995 | 1.027,50 | 3.980.025 | 1.055.756 | 2.049.862,50 |
| 5 | 1996 | 1.039,10 | 3.984.016 | 1.079.729 | 2.074.043,60 |
| 6 | 1997 | 1.056,80 | 3.988.009 | 1.116.826 | 2.110.429,60 |
| 7 | 1998 | 1.061,90 | 3.992.004 | 1.127.632 | 2.121.676,20 |
| 8 | 1999 | 1.068,30 | 3.996.001 | 1.141.265 | 2.135.531,70 |
| 9 | 2000 | 1.089,00 | 4.000.000 | 1.185.921 | 2.178.000,00 |
| 10 | 2001 | 1.093,90 | 4.004.001 | 1.196.617 | 2.188.893,90 |
| 11 | 2002 | 1.102,50 | 4.008.004 | 1.215.506 | 2.207.205,00 |
| Total | 21967 | 11.439,70 | 43.868.209 | 11.925.215 | 22.846.787,90 |

Sehingga diperoleh :

$$\Sigma x = 21.967$$

$$n = 11$$

$$\bar{x} = \frac{\sum x}{n} = 1.997$$

Berdasarkan persamaan 21, Timmerhaus 4th Ed. hal. 760:

$$\sum x^2 = 43.868.209$$

$$\begin{aligned} \sum (x-\bar{x})^2 &= \sum x^2 - \frac{\sum x^2}{n} \\ &= 43.868.209 - \frac{(21.967)^2}{11} = 110 \end{aligned}$$

$$\sum y = 11.440$$

$$\bar{y} = \frac{\sum y}{n} = 1.040$$

$$\sum y^2 = 11.925.215,1$$

$$\begin{aligned} \sum (y-\bar{y})^2 &= \sum y^2 - \frac{\sum y^2}{n} \\ &= 11.925.215 - \frac{(11.439,7)^2}{11} \\ &= 28.239,06 \end{aligned}$$

Persamaan 20 Timmerhaus 4th Ed hal 760:

$$\sum xy = 22.846.787,9$$

$$\begin{aligned} \sum (x-\bar{x})(y-\bar{y}) &= \sum xy - \left(\frac{\sum x \sum y}{n} \right) \\ &= 22.846.787,9 - \frac{(21.967 \times 11.439,7)}{11} \\ &= 1.707 \end{aligned}$$

Nilai a = $y = 1.039,9727$

$$\begin{aligned} b &= \frac{\sum (x-\bar{x})(y-\bar{y})}{\sum (x-\bar{x})^2} \\ &= \frac{1.707}{110} \\ &= 15,5182 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai a dan b tersebut, diperoleh persamaan :

$$y = a + b (x-\bar{x})$$

$$y = 1.039,9 + 15,52 (x - 1.997)$$

Untuk $x = 2025$, maka; $y = 1.474,48$

Cost Index pada tahun 2014 = 1.303,78

Cost Index pada tahun 2025 = 1.474,48

E.2.1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga di *Gulf Coast* USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh Perhitungan :

1. *Belt Conveyor*

Tipe *Conveyor* = *Belt, closed with walkway, long*

(sumber : www.matche.com)

Harga tahun 2014 = \$ 31.100

Harga tahun 2025 = $\frac{\text{Indeks harga tahun 2025}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$

$$= \frac{1.474,48}{1.303,78} \times \$ 31.100$$

= \$ 35.171,82

Total *Cost* (2025) = Harga tahun 2025 x Jumlah alat

$$= \$ 35.171,82 \times 1$$

= \$ 35.171,82

\$1 = Rp. 16.410

= Rp. 577.169.630,61

Tabel 3 Harga Peralatan Proses Pabrik HFS-42

| Kode | Nama Alat | Jumlah | Harga Alat (\$) | | Total |
|-------|--|--------|-------------------|------------|--------------|
| | | | Harga Satuan (\$) | | |
| | | | 2014 | 2025 | |
| ST-01 | Tangki Penampung Tepung Tapioka | 1 | 21,300 | 24,088.74 | 24,088.74 |
| C-01 | Belt Conveyor | 1 | 31,100 | 35,171.82 | 35,171.82 |
| C-02 | Bucket Elevator | 1 | 15,500 | 17,529.37 | 17,529.37 |
| MT-02 | Tangki Mixing I | 1 | 81,100 | 91,718.16 | 91,718.16 |
| MT-01 | Tangki Penampung CaCl ₂ | 1 | 76,900 | 86,968.27 | 86,968.27 |
| J-01 | Pompa Centrifugal 1 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| JC-01 | Jet Cooker | 1 | 9,100.00 | 10,291.43 | 10,291.43 |
| T-01 | Tangki Penampung α - amilase | 1 | 58,900 | 66,611.59 | 66,611.59 |
| CT-01 | Tangki Pendingin 1 | 1 | 119,100 | 134,693.38 | 134,693.38 |
| R-01 | Reaktor Likuifikasi | 1 | 468,700 | 530,065.40 | 530,065.40 |
| J-02 | Pompa Centrifugal 2 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| CT-02 | Tangki Pendingin 2 | 1 | 116,400 | 131,639.88 | 131,639.88 |
| T-02 | Tangki Penampung Glukoamilase | 1 | 54,500 | 61,635.51 | 61,635.51 |
| T-03 | Tangki Penampung HCl | 1 | 81,200 | 91,831.26 | 91,831.26 |
| R-02 | Reaktor Sakarifikasi | 4 | 308,400 | 348,777.83 | 1,395,111.32 |
| J-03 | Pompa Centrifugal 3 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| P-11 | RVDF | 1 | 15,700 | 17,755.55 | 17,755.55 |
| ST-02 | Tangki Penampung 1 | 1 | 96,800 | 109,473.72 | 109,473.72 |

| | | | | | |
|-------|--|---|---------|------------|--------------|
| J-04 | Pompa Centrifugal 4 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| IE-11 | Kation Exchanger I | 1 | 77,000 | 87,081.36 | 87,081.36 |
| IE-12 | Anion Exchanger I | 1 | 77,000 | 87,081.36 | 87,081.36 |
| J-05 | Pompa Centrifugal 5 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| FE-11 | Evaporator Effect I | 1 | 85,200 | 96,354.96 | 96,354.96 |
| FE-12 | Evaporator Effect II | 1 | 85,200 | 96,354.96 | 96,354.96 |
| J-06 | Pompa Centrifugal 6 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| E-01 | Barometric Condensor I | 1 | 4,700 | 5,315.36 | 5,315.36 |
| JE-01 | Jet Ejector I | 1 | 3,200 | 3,618.97 | 3,618.97 |
| H-01 | Heater | 1 | 14,400 | 16,285.35 | 16,285.35 |
| R-06 | Reaktor Isomerasi | 4 | 350,100 | 395,937.48 | 1,583,749.91 |
| T-06 | Tangki Penampung Glukoisomerase | 1 | 59,700 | 67,516.33 | 67,516.33 |
| T-04 | Tangki Penampung $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ | 1 | 32,000 | 36,189.66 | 36,189.66 |
| T-05 | Tangki Penampung NaOH | 1 | 11,200 | 12,666.38 | 12,666.38 |
| J-07 | Pompa Centrifugal 7 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| MT-03 | Tangki Mixing II | 1 | 98,800 | 111,735.57 | 111,735.57 |
| J-08 | Pompa Centrifugal 8 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| T-07 | Tangki Penampung Karbon Aktif | 1 | 54,400 | 61,522.42 | 61,522.42 |
| D-01 | Tangki Karbonasi | 1 | 98,800 | 111,735.57 | 111,735.57 |
| J-09 | Pompa Centrifugal 9 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| P-12 | Filter Press | 1 | 42,100 | 47,612.02 | 47,612.02 |
| ST-03 | Tangki Penampung 2 | 1 | 81,600 | 92,283.63 | 92,283.63 |
| J-10 | Pompa Centrifugal 10 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |

| | | | | | |
|--------------|-------------------------|-----------|------------------|---------------------|---------------------|
| IE-21 | Kation Exchanger II | 1 | 106,100 | 119,991.33 | 119,991.33 |
| IE-22 | Anion Exchanger II | 1 | 106,100 | 119,991.33 | 119,991.33 |
| J-11 | Pompa Centrifugal 11 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| FE-21 | Evaporator Effect I | 1 | 57,500 | 65,028.29 | 65,028.29 |
| FE-22 | Evaporator Effect II | 1 | 51,300 | 58,016.55 | 58,016.55 |
| E-02 | Barometric Condensor II | 1 | 3,700 | 4,184.43 | 4,184.43 |
| JE-02 | Jet Ejector II | 1 | 3,200 | 3,618.97 | 3,618.97 |
| J-12 | Pompa Centrifugal 12 | 1 | 4,900 | 5,541.54 | 5,541.54 |
| ST-04 | Tangki Penampung HFS-42 | 1 | 92,500 | 104,610.73 | 104,610.73 |
| Total | | 56 | 3,209,300 | 3,629,483.43 | 5,863,629.35 |

Sumber : www.matche.com

E.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Tabel 4 Harga Peralatan Utilitas Pabrik HFS-42

| Kode | Nama Alat | Jumlah | Harga Alat (\$) | | Total |
|-------|----------------------------|--------|-------------------|--------|--------|
| | | | Harga Satuan (\$) | | |
| | | | 2014 | 2025 | |
| J-01 | Pompa air sungai | 2 | 22,500 | 25,446 | 50,892 |
| T-01 | Bak air sungai | 1 | 10,000 | 11,309 | 11,309 |
| J-02 | Pompa bak air sungai | 2 | 22,500 | 25,446 | 50,892 |
| MT-01 | Tangki pelarutan koagulan | 1 | 18,000 | 20,357 | 20,357 |
| T-05 | Bak sand filter | 4 | 10,000 | 11,309 | 45,237 |
| T-02 | Bak penampungan air bersih | 1 | 10,000 | 11,309 | 11,309 |

| | | | | | |
|---|-----------------------------|---|----------------|----------------|------------------|
| J-03 | Pompa air bersih | 2 | 22,500 | 25,446 | 50,892 |
| T-03 | Bak air pendingin | 1 | 10,000 | 11,309 | 11,309 |
| J-05 | Pompa bak air pendingin | 2 | 22,500 | 25,446 | 50,892 |
| CT-01 | <i>Cooling tower</i> | 3 | 101,900 | 115,241 | 345,724 |
| J-06 | Pompa bak air cooling tower | 1 | 7,000 | 7,916 | 7,916 |
| KE-01 | <i>Kation exchanger</i> | 1 | 25,000 | 28,273 | 28,273 |
| AE-01 | <i>Anion exchanger</i> | 1 | 4,500 | 5,089 | 5,089 |
| T-06 | Bak air boiler | 1 | 10,000 | 11,309 | 11,309 |
| J-04 | Pompa bak air boiler | 1 | 5,400 | 6,107 | 6,107 |
| T-04 | Bak air sanitasi | 1 | 10,000 | 11,309 | 11,309 |
| J-07 | Pompa bak air sanitasi | 1 | 3,800 | 4,298 | 4,298 |
| J-08 | Generator | 2 | 65,000 | 73,510 | 147,020 |
| B-01 | Boiler | 1 | 90,000 | 101,783 | 101,783 |
| FT-01 | Tangki bahan bakar | 1 | 50,000 | 56,546 | 56,546 |
| | Total | | 520,600 | 588,760 | 1,028,465 |
| Sumber: www.matche.com | | | | | |

Maka total harga peralatan Pabrik HFS-42 adalah :

C = Harga alat proses + Harga alata utilitas

= \$ 5.863.629,35 + \$ 1.028.465

= \$ 6.892.094,19

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024, dimana

E = Rp16.410

Jadi, total harga peralatan

= Rp113.099.265.686,16

Jadi, harga peralatan pabrik HFS-42 pada tahun 2025 adalah

Rp113.099.265.686,16

E.3 Perhitungan Harga Bahan Baku

1. Perhitungan Biaya Bahan Baku

Kapasitas produksi = 60.000 ton/tahun

= 192.308 ton/hari

Kebutuhan bahan baku = 11.785,26 kg/jam

= 11,79 ton/jam = 121.977,42 ton/tahun

Tabel 5 Biaya Bahan Baku HFS-42

| No | Bahan Baku | Jumlah (kg/jam) | Harga per kg (Rp) | Total (Rp) |
|----|--------------------------------------|--------------------|-------------------------|---------------|
| 1 | Tepung Tapioka | 11.785,26 | 4.1025 | 48.349 |
| 2 | CaCl ₂ | 22.3684 | 1.641 | 36.707 |
| 3 | Enzim α -amilase | 7.7665 | 607.170 | 4.715.577 |
| 4 | Enzim Glukoamilase | 5.9633 | 5.251 | 31.314 |
| 5 | HCl | 0,0236 | 82.050 | 1.934 |
| 6 | MgSO ₄ .7H ₂ O | 1.8267 | 26.912 | 49.161 |
| 7 | NaOH | 0,0002 | 4.923 | 1.1366 |
| 8 | Enzim Glukoisomerase | 2.1331 | 16.410 | 35.004 |

| | | | | |
|-------------------------------|--------------|---------|--------|------------------|
| 9 | Karbon Aktif | 11.1606 | 15.000 | 167.410 |
| Total biaya bahan baku | | | | 5.085.457 |

Sumber : www.alibaba.com

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024 = Rp. 16.410

Total biaya bahan baku per tahun = Rp. 5.085.457 x 312 x 24

= Rp. 40.276.815,847

2. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel 6 Hasil Penjualan Produk

| No | Produk | Jumlah (kg/jam) | Harga | Harga Rp/tahun |
|-------|---------------------------------|-----------------|----------|--------------------|
| 1 | <i>High Fructose Syrup - 42</i> | 8012.82 | Rp 8,000 | Rp 480,000,000,000 |
| Total | | | | Rp 480,000,000,000 |

E.4 Perhitungan Gaji Pekerja

Biaya untuk keperluan gaji pekerja selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel 7 Gaji Pekerja Pabrik HFS-42



| No | Jabatan | Gaji/bulan | Jumlah | Jumlah/bulan |
|--------------|------------------------|---------------|------------|-------------------------|
| 1 | Direktur utama | Rp 28,000,000 | 1 | Rp 28,000,000 |
| 2 | Direktur produksi | Rp 20,000,000 | 1 | Rp 20,000,000 |
| 3 | Direktur pemasaran | Rp 18,000,000 | 1 | Rp 18,000,000 |
| 4 | Direktur keuangan | Rp 15,000,000 | 1 | Rp 15,000,000 |
| 5 | Direktur SDM | Rp 15,000,000 | 1 | Rp 15,000,000 |
| 6 | Sekretaris | Rp 11,000,000 | 5 | Rp 55,000,000 |
| Total | | | 10 | Rp 151,000,000 |
| 7 | Kepala Bagian | | | |
| | Proses | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Maintenance | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Quality control | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | IT | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Utilitas | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Promosi dan Penjualan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pembukuan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pengelola dan Dana | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Kepegawaian | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| | Pendidikan dan Latihan | Rp 12,000,000 | 1 | Rp 12,000,000 |
| 8 | Dokter | Rp 10,000,000 | 2 | Rp 20,000,000 |
| 9 | Perawat | Rp 7,000,000 | 2 | Rp 14,000,000 |
| Total | | | 14 | Rp 154,000,000 |
| 10 | Karyawan | | | |
| | Proses | Rp 7,000,000 | 67 | Rp 469,000,000 |
| | Maintenance | Rp 7,000,000 | 3 | Rp 21,000,000 |
| | Quality control | Rp 7,000,000 | 11 | Rp 77,000,000 |
| | IT | Rp 7,000,000 | 3 | Rp 21,000,000 |
| | Utilitas | Rp 7,000,000 | 27 | Rp 189,000,000 |
| | Penjualan | Rp 7,000,000 | 10 | Rp 70,000,000 |
| | Pembukuan | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Pengelola dan Dana | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Security | Rp 4,200,000 | 3 | Rp 12,600,000 |
| | Kepegawaian | Rp 7,000,000 | 5 | Rp 35,000,000 |
| | Pendidikan dan Latihan | Rp 7,000,000 | 2 | Rp 14,000,000 |
| Total | | | 141 | Rp 978,600,000 |
| 11 | Supir (harian) | Rp 4,200,000 | 3 | Rp 12,600,000 |
| 12 | Cleaning Service | Rp 2,500,000 | 8 | Rp 20,000,000 |
| 13 | Karyawan tidak tetap | Rp 2,500,000 | 24 | Rp 60,000,000 |
| Total | | | 35 | Rp 92,600,000 |
| Total | | | 200 | Rp 1,376,200,000 |

Biaya untuk gaji karyawan dalam satu bulan = Rp1.376.200.000

Biaya untuk gaji karyawan dalam satu tahun = Rp16.514.400.000

E.5 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Oleh karena itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Sebelum melakukan analisa terhadap hal diatas, dilakukan peninjauan terhadap 3 hal terdahulu seperti :

A. Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

❖ Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

- | | |
|---|---------------------|
| a. Harga Peralatan (E) | = Rp113.099.265.686 |
| b. Instrumentasi dan pengendalian (26%E) | = Rp29.405.809.078 |
| c. Instalasi (39%E) | = Rp44.108.713.618 |
| d. Perpipaan (31%) | = Rp35.060.772.363 |
| e. Listrik (10%) | = Rp11.309.926.569 |
| f. Bangunan pabrik dan tanah (29%E) | = Rp32.798.787.049 |
| g. <i>Service vact. & Yard Improvement</i> (67%E) | = Rp75.776.508.010 |
| h. Tanah (6%E) | = Rp6.785.955.941 |

Total Biaya Langsung (DC) = Rp348.345.738.313

❖ Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

- | | |
|--|--------------------|
| i. <i>Engineering and supervision</i> (32%E) | = Rp36.191.765.020 |
|--|--------------------|

- j. *Construction expense (34%E)* = Rp38.453.750.333
- k. *Legal expense (4%E)* = Rp4.523.970.627
- l. *Biaya Kontraktor (19%E)* = Rp21.488.860.480
- m. *Biaya tak terduga (37%E)* = Rp41.846.728.304

Total Biaya Tak Langsung (IC) = Rp142.505.074.765

Maka modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*);

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp}348.345.738,313 + \text{Rp}142.505.074.765 \\
 &= \text{Rp. } 490.850.813.078
 \end{aligned}$$

2. *Modal Kerja (Working Capital Investment)*

$$\text{WCI} = 75\% \text{ TCI}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp}490.850.813.078 + 75\% \text{TCI}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \frac{490.850.813.078}{75\%} \\
 &= \text{Rp}654.467.750.771
 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\text{FCI} = \text{Rp}490.850.813.078$$

$$\text{WCI} = 75\% \times \text{Rp}490.850.813.078$$

$$\text{TCI} = \text{Rp}981.701.626.156$$

Modal investasi terbagi menjadi 2, yaitu :

- a. *Modal Sendiri (equality)* = 60%TCI = Rp589.020.975.694
- b. *Modal pinjaman bank (loan)* = 40%TCI = Rp392.680.650.462

B. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

❖ Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost*)

- a. Bahan Baku (1 tahun) = Rp40.276.815.847
- b. Tenaga Kerja (L) = Rp16.514.400.000
- c. Biaya Supervisi (2%L) = Rp330.288.000
- d. Utilitas (10% TPC)
- e. Perbaikan (M) (7%FCI) = Rp34.359.556.915
- f. *Operating Supplies* (15%M) = Rp5.153.933.537
- g. Laboratorium (15%L) = Rp2.477.160.000
- h. Paten dan Royalti (1%TPC)

Total Biaya Produksi Langsung (DPC) = Rp99.112.154.299+ 11% TPC

❖ Biaya Tetap (*Fixed Chargers*)

- a. Depresiasi (10%FCI) = Rp49.085.081.308
- b. Pajak (2%FCI) = Rp7.362.762.196
- c. Asuransi (1%FCI) = Rp4.908.508.131
- d. Bunga (8% Loan) = Rp31.414.452.037

Total Biaya Tetap (FC) = Rp92.770.803.672

❖ Biaya *Plant Overhead Cost*

Plant Overhead (POC) (15%TPC)

2. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

- a. Biaya Administrasi (5%TPC)
- b. Biaya distribusi dan penjualan (20%TPC)
- c. Biaya Riset dan Pengembangan (5%TPC)

$$\text{Total Pengeluaran Umum (GE)} = 30\% \text{ TPC}$$

$$\text{MC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC}$$

Dimana:

$$\text{DPC} = \text{Rp}99.112.154.299 + 11\% \text{ TPC}$$

$$\text{FC} = \text{Rp}92.770.803.672$$

$$\text{POC} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{MC} = \text{Rp} 139.032.025.757 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$\text{MC} = \text{Rp}191.882.957.971 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{GE} = 30\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}191.882.957.971 + 46\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}191.882.957.971 / 75\%$$

$$= \text{Rp}255.843.943.962$$

Sehingga,;

$$\text{MC} = \text{MC} + (30\% \text{ TPC} \times \text{TPC}) = \text{Rp}232.817.989.005$$

$$\text{GE} = \text{GE} (30\% \text{ TPC}) \times \text{TPC} = \text{Rp}76.753.183.188$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}309.571.172.193$$

C. Biaya Total

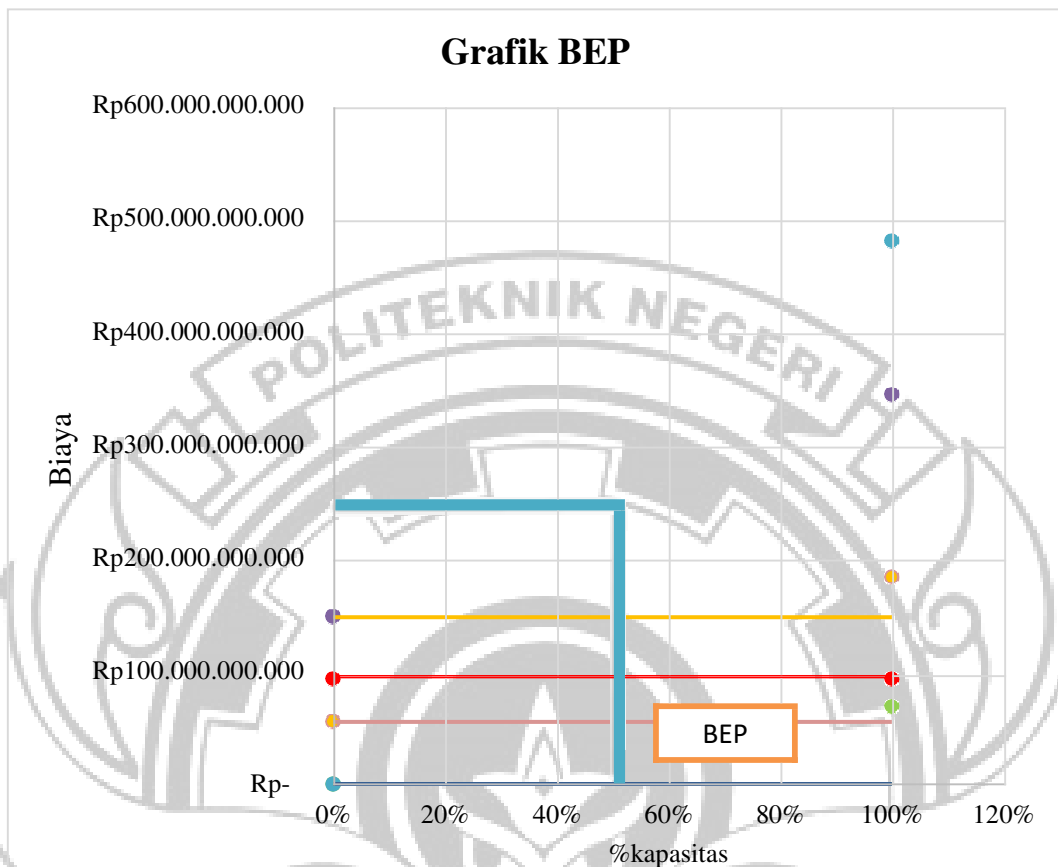
Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran :

1. Biaya tetap
2. Biaya semi variable
3. Biaya variable

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel 8 Biaya FC, VC, SVC, dan S

| No | Keterangan | Jumlah |
|----|------------------------------|--------------------|
| 1 | Biaya tetap (FC) | Rp 92,770,803,672 |
| 2 | Biaya Variabel (VC) | |
| | *Bahan baku | Rp 40,276,815,847 |
| | *Utilitas | Rp 25,584,394,396 |
| | *Royalti | Rp 2,558,439,440 |
| | | Rp 68,419,649,682 |
| 3 | Biaya Semi Variabel (SVC) | |
| | *Gaji Karyawan | Rp 16,514,400,000 |
| | * Pengawasan, 3%TPC | Rp 9,287,135,166 |
| | *Pemeliharaan dan perbaikan | Rp 34,359,556,915 |
| | * <i>Operating supplies</i> | Rp 5,153,933,537 |
| | *Laboratorium | Rp 2,477,160,000 |
| | *Pengeluaran umum | Rp 76,753,183,188 |
| | * <i>Plant Overhead Cost</i> | Rp 38,376,591,594 |
| | | Rp 182,921,960,401 |
| 4 | Total Penjualan (S) | Rp 480,000,000,000 |
| | Kapasitas | |
| | | 0% |
| | | 100% |
| | FC | Rp 92,770,803,672 |
| | VC | - |
| | SVC | Rp 54,876,588,120 |
| | Pengeluaran total | Rp 147,647,391,792 |
| | Penjualan total | - |
| | | Rp480,000,000,000 |



Gambar 2 Grafik *Break Event Point*

Dari grafik diatas dapat dilihat bahwa BEP ;

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{S + (0,3 \times S)}{S - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= \frac{92.770.803.672 + (0,3 \times 182.921.960.401)}{\text{Rp}480.000.000.000 - (0,7 \times \text{Rp}182.921.960.401) - \text{Rp}68.419.649.682} \times 100\% \\
 &= 52,07\%
 \end{aligned}$$

E.6. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai :

1. Modal, terdiri atas 60% Modal sendiri dan 40% Modal pinjaman

2. Bunga Bank = 12%
3. Laju inflasi = 5%
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman.
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara ;
 - a. Pada awal masa konstruksi tahun pertama dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-2) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun sebesar 10% per tahun
7. Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10%.
8. Pajak pendapatan = 30% (UU. No.36 Tahun 2008)

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} - \\
 &= \text{Rp}309.571.172.193 - \text{Rp}49.085.081.308 \\
 &= \text{Rp}260.486.090.886
 \end{aligned}$$

B. Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel 9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

| Masa konstruksi | % | Modal Pinjaman (Rp.) | Bunga (Rp.) | Jumlah (Rp.) |
|---|-----|----------------------|----------------|------------------------|
| -2 | 50% | 196.340.325.231 | - | 196.340.325.231 |
| -1 | 50% | 196.340.325.231 | 23.560.839.028 | 219.901.164.259 |
| 0 | | | 49.948.978.739 | 49.948.978.739 |
| Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi | | | | 466.190.468.229 |

Tabel 10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

| Masa konstruksi | % | Modal Pinjaman (Rp.) | Inflasi (Rp.) | Jumlah (Rp.) |
|---|-----|----------------------|----------------|------------------------|
| -2 | 50% | 294.510.487.847 | - | 294.510.487.847 |
| -1 | 50% | 294.510.487.847 | 14.725.524.392 | 309.236.012.239 |
| 0 | | | 30.187.325.004 | 30.187.325.004 |
| Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi | | | | 633.933.825.090 |

Akhir Masa Konstruksi

Total investasi pada akhir masa konstruksi

= modal pinjaman + modal sendiri

= Rp466.190.468.229 + 633.933.825.090

= Rp1.100.124.293.319

Perhitungan harga penjualan

Dari *Cash Flow*, maka untuk kapasitas 100% diperoleh harga penjualan produk HFS-42 = Rp40.276.815.847 per tahun.

C. Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

Internal Rate of Return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial I, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi}$$

Keterangan :

n = Tahun

CF = *Cash Flow* pada tahun ke n

Tabel 11 *Trial* Laju Bunga

| Tahun ke-n | Net Cashflow | Discount Factor | |
|---------------|---------------------------------|---|--------|
| | | I = | 42.10% |
| 1 | Rp3,942,564,884,150,630,000,000 | Rp 2,774,500,270,338,230,000,000 | |
| 2 | Rp3,548,308,395,773,930,000,000 | Rp 1,757,248,587,847,580,000,000 | |
| 3 | Rp3,154,051,907,366,500,000,000 | Rp 1,099,225,013,905,200,000,000 | |
| 4 | Rp2,759,795,418,959,070,000,000 | Rp 676,862,693,294,662,000,000 | |
| 5 | Rp2,365,538,930,551,630,000,000 | Rp 408,281,507,971,672,000,000 | |
| 6 | Rp1,971,282,442,144,200,000,000 | Rp 239,433,208,993,295,000,000 | |
| 7 | Rp1,577,025,953,736,770,000,000 | Rp 134,797,021,250,694,000,000 | |
| 8 | Rp1,182,769,465,329,340,000,000 | Rp 71,145,507,347,155,500,000 | |
| 9 | Rp788,512,976,921,905,000,000 | Rp 33,378,140,910,333,000,000 | |
| 10 | Rp394,256,488,514,473,000,000 | Rp 11,744,595,677,292,100,000 | |
| | Total | Rp 7,206,616,547,536,120,000,000 | |

Total Investasi (TCI) = Rp 7,206,616,547,536,120,000,000

Trial I hingga ratio total present value / TCI = 1

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai I = 42%

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 suku bunga sebesar 12% per tahun.

D. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel 12 *Commulative Cash Flow*

| Tahun ke-n | Net Cashflow | Accumulative Cashflow |
|------------|----------------------------------|---|
| 1 | Rp 3,942,564,884,150,630,000,000 | Rp3,942,564,884,150,630,000,000 |
| 2 | Rp 3,548,308,395,773,930,000,000 | Rp7,490,873,279,924,560,000,000 |
| 3 | Rp 3,154,051,907,366,500,000,000 | Rp 10,644,925,187,291,100,000,000 |
| 4 | Rp 2,759,795,418,959,070,000,000 | Rp 13,404,720,606,250,100,000,000 |
| 5 | Rp 2,365,538,930,551,630,000,000 | Rp 15,770,259,536,801,800,000,000 |
| 6 | Rp 1,971,282,442,144,200,000,000 | Rp 17,741,541,978,946,000,000,000 |
| 7 | Rp 1,577,025,953,736,770,000,000 | Rp19,318,567,932,682,700,000,000 |
| 8 | Rp 1,182,769,465,329,340,000,000 | Rp 20,501,337,398,012,100,000,000 |
| 9 | Rp 788,512,976,921,905,000,000 | Rp 21,289,850,374,934,000,000,000 |
| 10 | Rp 394,256,488,514,473,000,000 | Rp21,684,106,863,448,400,000,000 |
| | Total | Rp 151,788,748,042,441,000,000,000 |

Dari tabel diatas, maka untuk investasi sebesar Rp7.206.616.547.536.120.000.000

Dengan cara interpolasi antara tahun 2 dan 3 diperoleh waktu pengembalian modal selama 3 tahun.

TPC = Rp309.571.172.193

Total Penjualan = Rp480.000.000.000

Keuntungan = Penjualan – TPC
= Rp480.000.000.000 – Rp309.571.172.193
= Rp170.428.827.807

Keuntungan sebelum pajak = Rp170.428.827.807

Pajak = 30% Keuntungan sebelum pajak
= Rp51.128.648.342

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak – pajak
= Rp119.300.179.465.

