PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI (KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN)

Disusun Oleh :

PRAMUDYA MARDHIKA 05.14.004

GUSTIAN ARDI 05.14.033

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

AGUSTUS 2010

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

S K R I P S I

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada Jenjang Strata 1 (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

PRAMUDYA MARDHIKA	**05.14.004**
GUSTIAN ARDI	**05.14.033**

Malang, Agustus 2010

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang

Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y. 1039700306

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP.196303071992032002

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama Mahasiswa	:	**PRAMUDYA MARDHIKA**
NIM	:	**05.14.004**
Jurusan / Program Studi	:	**Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Judul Skripsi	:	**PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : **Sabtu**

Tanggal : **14 Agustus 2010**

Nilai : **B+**

Panitia Ujian Skripsi

Ketua

Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y.1039700306

Sekretaris

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.P.10330400400

Anggota Penguji

Penguji I

Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP.P.1030100370

Penguji II

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.P.10330400400

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama Mahasiswa	:	**GUSTIAN ARDI**
NIM	:	**05.14.033**
Jurusan / Program Studi	:	**Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Judul Skripsi	:	**PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari	: **Sabtu**
Tanggal	: **14 Agustus 2010**
Nilai	: **B+**

Panitia Ujian Skripsi

Ketua	Sekretaris
Ir. Muyassaroh, MT M.	**M. Istnaeny Hudha, ST, MT**
NIP.Y.1039700306	**NIP.P.10330400400**

Anggota Penguji

Penguji I	Penguji II
Rini Kartika Dewi, ST, MT	**M. Istnaeny Hudha, ST, MT**
NIP.P.1030100370	**NIP.P.10330400400**

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: **PRAMUDYA MARDHIKA**
NIM	: **05.14.004**
Jurusan / Program studi	: **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Fakultas	: **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

"PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI"

Adalah hasil karya sendiri dan bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadursebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, Agustus 2010

Tertanda

PRAMUDYA MARDHIKA

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: **GUSTIAN ADRI**
NIM	: **05.14.033**
Jurusan / Program studi	: **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Fakultas	: **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

"PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI"

adalah hasil karya sendiri dan bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, Agustus 2010

Tertanda

GUSTIAN ARDI

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa karena dengan rahmat-Nya, penulis dapat menyelesaikan laporan Skripsi yang berjudul "PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI" tepat pada waktunya. Laporan Skripsi ini disusun untuk memenuhi salah satu persyaratan yang merupakan salah satu rangkaian tugas akhir bagi mahasiswa Program Studi Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional (ITN) Malang, serta sebagai syarat kelulusan tingkat sarjana.

Dengan terselesaikannya laporan Skripsi ini juga penulis ingin mengucapkan banyak terimakasih kepada :

1. Ir. Sidik Noertjahjono, MT selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
2. Ir. Muyassaroh, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Ir. Harimbi Setyawati, MT selaku Dosen Pembimbing I
4. Elvianto Dwi Daryono, ST, MT selaku Dosen Pembimbing II
5. M. Istnaeny Huda, ST, MT selaku Dosen Penguji I
6. Rini Kartika Dewi, ST, MT selaku Dosen Penguji II
7. Semua pihak yang telah membantu dan tidak dapat kami sebutkan satu per satu tanpa bermaksud untuk mengabaikan bantuan yang telah diberikan.

Penulis menyadari bahwa masih banyak terdapat kekurangan dalam penyusunan laporan Skripsi ini. Kritik dan saran yang bersifat membangun sangat

penulis harapkan guna penyempurnaan penulisan Skripsi ini. Akhir kata, semoga laporan Skripsi ini dapat bermanfaat, baik bagi penulis, , maupun bagi pembaca.

Malang, Agustus 2010

Penyusun

DAFTAR ISI

DAFTAR TABEL

DAFTAR GAMBAR

ABSTRAKSI

Etanol (C_2H_5OH) atau yang sering disebut juga etil alkohol merupakan sejenis liquid yang mudah menguap, mudah terbakar, tak berwarna dan merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Sedangkan bioetanol adalah etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa (gula) dengan bantuan mikroorganisme yang dilanjutkan dengan proses destilasi. Industri penghasil bioetanol sangat dibutuhkan di Indonesia, karena produk dari industri ini akan banyak dibutuhkan dalam industri farmasi, industri kosmetik, industri rokok, industri plastik, dan industri kimia lainnya. Secara fisik, etanol (C_2H_5OH) mempunyai titik didih 78,4 °C, tidak berwarna, jernih dan merupakan senyawa yang mudah menguap dan terbakar. Dikarenakan kebutuhan etanol saat ini mengalami peningkatan baik secara kualitatif maupun kuantitatif yang terjadi dalam industri maka untuk mengatasinya perlu didirikan lagi pabrik penghasil etanol untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Dengan berdirinya pabrik ini, maka diharapkan agar Indonesia mampu untuk mengantisipasi kebutuhan etanol dan ketergantungan terhadap produk luar negeri dimasa yang akan datang. Selain itu juga diharapkan akan menambah lapangan kerja baru sehingga pengangguran akan berkurang serta yang paling penting penggunaan bioetanol dapat mengurangi dampak krisis energi di Indonesia. Proses pembuatan etanol ini terdiri dari 2 tahapan, yaitu fermentasi dan destilasi/dehidrasi (pemurnian). Tahap pertama, bahan baku, yaitu molases difermentasi selama 3 hari dengan bantuan mikroba *Saccharomyces cereviseae*, sedangkan tahap kedua, etanol yang merupakan

produk dari fermentasi dimurnikan lagi dengan proses destilasi dan dehidrasi agar kemurniannya mencapai 99,5%.

Pabrik etanol ini direncanakan akan didirikan di daerah Madiun, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan berupa perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staf. Dari perhitungan ekonomi, diperoleh TCI = Rp 461.857.890.658,94, ROI_{AT} = 35,44%, POT = 2,0645 tahun; BEP = 44,03%, dan IRR = 36,8957%. Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Etanol layak didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Etanol dengan rumus molekul C_2H_5OH disebut juga etil alkohol, alkohol murni, alkohol absolut, atau alkohol saja, adalah sejenis cairan yang mudah menguap, mudah terbakar, tak berwarna, dan merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari.[1] Sedangkan bioetanol adalah etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa (gula) dengan bantuan mikroorganisme yang dilanjutkan dengan proses pemurnian/destilasi.[3] Senyawa ini merupakan obat psikoaktif dan dapat ditemukan pada minuman beralkohol dan termometer modern.[1]

Industri penghasil bioetanol sangat dibutuhkan di Indonesia, karena produk dari industri ini akan banyak dibutuhkan dalam industri farmasi, industri kosmetik, industri rokok, industri plastik, dan industri kimia lainnya. Sampai saat ini terdapat 14 pabrik di Indonesia yang memproduksinya. Salah satu pabrik penghasil etanol terbesar di Indonesia adalah PT. *Indo Lampung Distilley* yang berkapasitas 60.000 kL/tahun.[2] Karena kebutuhan etanol/bioetanol saat ini mengalami peningkatan baik secara kualitatif maupun kuantitatif yang terjadi dalam industri maka untuk mengatasinya perlu didirikan lagi pabrik penghasil etanol/bioetanol untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Dengan berdirinya pabrik ini, maka diharapkan agar Indonesia mampu untuk mengantisipasi kebutuhan etanol/bioetanol dan ketergantungan terhadap produk luar negeri

dimasa yang akan datang. Selain itu juga diharapkan akan menambah lapangan kerja baru sehingga pengangguran akan berkurang serta yang paling penting penggunaan bioetanol dapat mengurangi dampak krisis energi di Indonesia.

1.2. Sejarah Perkembangan Industri Etanol

Etanol pertama kali dibuat secara sintetik pada tahun 1826 secara terpisah oleh Henry Hennel dari Britania Raya dan S.G. Sérullas dari Perancis. Pada tahun 1828, Michael Faraday berhasil membuat etanol dari hidrasi etilena yang dikatalisis oleh asam. Proses ini mirip dengan proses sintesis etanol industri modern.[1] Untuk proses fermentasi, Louis Pasteur-lah yang pertama kalinya mengenalkan metodenya pada tahun 1857. Dia melakukan fermentasi gula menggunakan mikroorganisme sehingga bisa menghasilkan bioetanol.[4] Sejak saat itu dua proses inilah yang sering/umum dipakai untuk menghasilkan etanol/bioetanol.

1.3. Kegunaan Etanol

Etanol/bioetanol mempunyai peranan yang sangat penting dalam berbagai industri kimia, antara lain digunakan untuk:

- Sebagai bahan bakar kendaraan
- Sebagai bahan dasar minuman beralkohol
- Sebagai bahan bakar *Direct-ethanol fuel cells* (DEFC)
- Sebagai bahan bakar roket
- Sebagai bahan kimia dasar senyawa organik
- Sebagai antiseptik
- Sebagai *antidote* beberapa racun

- Sebagai pelarut untuk parfum, cat dan larutan obat
- Digunakan untuk pembuatan beberapa deodoran
- Digunakan untuk pengobatan untuk mengobati depresi dan obat bius.[5]

1.4. Perkiraan Kapasitas Produksi

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik dibutuhkan suatu prediksi kapasitas agar produksi yang akan dihasilkan dapat memenuhi kebutuhan, terutama kebutuhan dalam negeri. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya. Berikut ini adalah data kebutuhan etanol di Indonesia :

Tabel 1.4.1. Data Perkembangan Kebutuhan Etanol di Indonesia[6]

Tahun	Impor (kg)	Ekspor (kg)	Produksi (kg)	Konsumsi (kg)
1998	249.215	-	-	-
1999	1.058.391	-	-	-
2004	622.357	22.198.437	700.000	150.000
2005	52.376	8.143.208	700.000	150.000
2006	34.377	24.022.251	700.000	150.000

Tabel 1.4.2. Data Persentase Kebutuhan Etanol di Indonesia

Tahun	Impor (%)	Ekspor (%)	Produksi (%)	Konsumsi (%)
1998	-	-	-	-
1999	324,6899	-	-	-
2004	-41,1978	-	-	-
2005	-91,5843	-63,3163	0	0
2006	-34,365	194,9973	0	0
Rata-rata	39,38572	65,8405	0	0

Untuk memenuhi kebutuhan akan bioetanol, maka ditentukan perhitungan kapasitas produksi bioetanol pada tahun 2012 dengan menggunakan rumus :

$$X = X_0 (1 + i)^n$$

Dimana : X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X_0 = jumlah kebutuhan pada tahun 2006

i = persentase kenaikan

n = selisih tahun (2006-2012)

Dari data pada tabel 1.4.2. didapatkan :

- Untuk kenaikan rata-rata impor sebesar 39,38572%, maka perkiraan kebutuhan impor bioetanol pada tahun 2012 adalah :

  $X_1 = X_0 (1 + i)^n$

  $= 34.377 (1 + 0,3938572)^6$

  $= 252.102,8019$ kg

- Untuk kenaikan rata-rata produksi sebesar 0%, maka perkiraan kebutuhan produksi bioetanol pada tahun 2012 adalah :

  $X_2 = X_0 (1 + i)^n$

  $= 700.000 (1 + 0)^6$

  $= 700.000$ kg

- Untuk kenaikan rata-rata ekspor sebesar 65,8405%, maka perkiraan kebutuhan ekspor bioetanol pada tahun 2012 adalah :

  $X_4 = X_0 (1 + i)^n$

  $= 24.022.251 (1 + 0,658405)^6$

  $= 499.755.970,3$ kg

$= 499.755.970,3$ kg

- Untuk kenaikan rata-rata konsumsi sebesar 0%, maka perkiraan kebutuhan konsumsi bioetanol pada tahun 2012 adalah :

$X_5 = X_0 (1 + i)^n$

$= 150.000 (1 + 0)^6$

$= 150.000$ kg

Kapasitas pabrik bioetanol baru pada tahun 2012, yaitu dengan persamaan :

$X_1 + X_2 + X_3 = X_4 + X_5$

Dimana : X_1 = jumlah impor bioetanol (kg)

X_2 = jumlah produksi bioetanol (kg)

X_3 = kapasitas pabrik baru bioetanol (kg)

X_4 = jumlah ekspor bioetanol (kg)

X_5 = jumlah konsumsi bioetanol (kg)

Perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2012 adalah :

$X_1 + X_2 + X_3 = X_4 + X_5$

$X_3 = (X_4 + X_5) - (X_1 + X_2)$

$= (499.755.970,3 + 150.000) - (252.102,8019 + 700.000)$

$= 498.953.867$ kg

$= 498.953,867$ ton ≈ 500.000 ton

Untuk memenuhi 10% dari total kebutuhan tahun 2012, maka kapasitas pabrik baru yang didirikan pada tahun 2012 adalah 50.000 ton/tahun.

1.5. Sifat Bahan Baku dan Produk

1.5.1. Bahan Baku

1. Tetes Tebu (Molasses)

Komponen-komponen penyusun tetes tebu (molasses)[2] :

Tabel 1.5.1.1. Tabel Komponen Penyusun Molasses

Komponen	Komposisi
Sukrosa ($C_{12}H_{22}O_{11}$)	30%
Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)	12%
Fruktosa ($C_6H_{12}O_6$)	13%
Air (H_2O)	22%
Abu, terdiri dari :	
CaO	0,21%
K_2O	1,47%
MgO	0,24%
SiO_2	4,08%
Impurities, terdiri dari :	
Karbohidrat lain	4%
Senyawa Nitrogen	6%
Senyawa Non Nitrogen	7%

Sifat-sifat Fisika[7] :

- Fase : cair
- Warna : coklat kehitaman
- Densitas : 1,47 gr/mL
- Viskositas : 50.000 – 10.000 cp[12]

2. Bahan Pembantu Ragi[8]

Sifat-sifat Biologi :

- Nama ragi : *Saccharomyces cereviceae*
- Jenis : Mikroorganisme bersel satu
- Klorofil : Tidak ada
- Morfologi : Sel spiral
- pH optimum : 4,5-5,5
- suhu optimum : 30-36 °C

3. Bahan Pembantu Urea ($(NH_2)_2CO$)[13]

Sifat-sifat Fisika :

- Fase : padat
- Berat molekul : 60,07 g/mol
- Titik leleh : 132,7 °C
- Densitas : 1,3 g/mL
- Kelarutan : larut sempurna dalam air

4. Bahan Pembantu NPK (Nitrogen, Fosfat dan Kalium)[14]

Sifat-sifat Fisika :

- Terdiri dari : Nitrogen (N), Fosfat (P_2O_5), dan Kalium (K_2O)
- Kandungan : Nitrogen = 15%
  Fosfat = 15%
  Kalium = 15%
- Fase : padat

5. Bahan Pembantu *Antifoam Turkey Red Oil* [13]

Sifat-sifat Fisika :

- Fase : cair
- Titik leleh : < 0 °C g/mol
- Titik didih : > 150 °C
- Kelarutan : larut sempurna dalam air

1.5.2. Produk

1. Produk Etanol (C_2H_5OH)[1]

Sifat-sifat Fisika :

- Fase : cair
- Berat molekul : 46,07 g/mol
- Titik didih : 78,4 °C
- Titik leleh : -114,3 °C
- Viskositas : 1,2 cp
- Densitas : 0,789 g/mL
- Kelarutan : larut sempurna dalam air

Sifat-sifat Kimia :

- Dapat mengalami reaksi esterifikasi
- Dapat mengalami reaksi dehidrasi
- Dapat mengalami reaksi halogenasi

2. Produk samping Karbondioksida (CO_2)[10]

Sifat-sifat Fisika :

- Fase : gas

- Berat molekul : 44,010 g/mol[9]
- Titik didih : -57 °C
- Titik leleh : -78,5 °C
- Viskositas : 0,015 cp
- Densitas : 1,976 g/L

Sifat-sifat Kimia :

- Dapat bereaksi dengan hidrogen (H_2) membentuk karbonmonoksida (CO) dan uap air (H_2O)
- Dapat bereaksi dengan ammonia (NH_3) membentuk ammonium karbamat (NH_2COONH_4)

3. Produk samping Asetaldehid (C_2H_4O)[10]

Sifat-sifat Fisika :

- Fase : cair
- Berat molekul : 44,053 g/mol
- Titik didih : 20,6 °C
- Titik leleh : -123,5 °C
- Viskositas : 0,02456 cp
- Densitas : 0,8045 g/mL

Sifat-sifat Kimia :

- Kondensasi asetaldehid dengan menggunakan katalis aluminium etoksida dapat membentuk etil asetat
- Bereaksi dengan fosfor pentaklorida membentuk 1,1 dikloro-etana

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Pertimbangan Pemilihan Proses

Bioetanol adalah etanol yang dihasilkan dengan proses fermentasi dari bahan nabati dengan bantuan mikroorganisme. Etanol (etil alkohol) secara industri dapat diproduksi melalui proses sintesis dari etilen dan fermentasi. Dalam bab ini dibatasi hanya untuk pembuatan etanol secara fermentasi. Macam-macam bahan yang digunakan untuk pembuatan bioethanol dengan proses fermentasi yaitu :

1. Fermentasi dari glukosa (gula)
2. Fermentasi dari pati
3. Fermentasi dari selulosa

Uraian singkat mengenai ketiga macam pembuatan bioetanol tersebut adalah sebagai berikut :

2.1.1. Fermentasi Dari Glukosa (Gula)

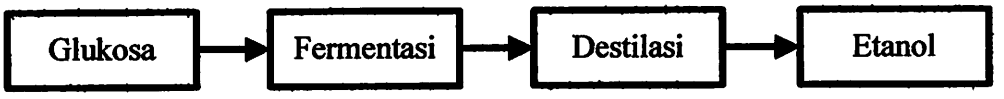
Bahan baku yang sering digunakan dalam proses ini adalah *black strap* molases. Molases mengandung 55 % berat total gula, terdiri dari 35-40 % berat sukrosa dan 15-20 % berat gula (glukosa dan fruktosa).

Reaksi yang terjadi adalah :

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \xrightarrow{\text{Invertase}} 2C_6H_{12}O_6$$

$$C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{Zymase}} 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

Secara garis besar, pembuatan etanol dari glukosa (gula) dengan proses fermentasi dapat dilihat pada gambar 2.1.1.1.[27]



Gambar 2.1.1.1. Blok Diagram Proses Pembuatan Etanol

secara Fermentasi dari Molases

2.1.2. Fermentasi Dari Pati

Bahan baku yang sering digunakan dalam proses ini adalah jagung, gandum, sorghum, padi, kentang dan sebagainya. Proses pembuatan etanol dari pati dibagi menjadi 3 tahap, yaitu :

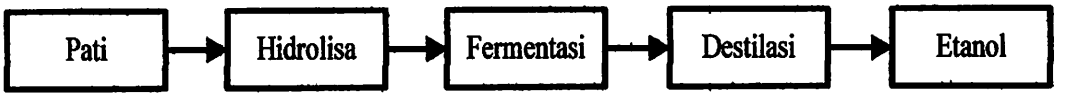
- Sakarifikasi/Hidrolisis
- Fermentasi
- Destilasi

Reaksi yang terjadi adalah :

$$\underset{\text{starch}}{(C_6H_{10}O_5)x} + xH_2O \xrightarrow{\text{Amilase}} xC_6H_{12}O_6$$

$$C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{Zymase}} 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

Secara garis besar, blok diagram proses fermentasi pembuatan etanol dari pati dapat dilihat pada gambar 2.1.2.1.[27]

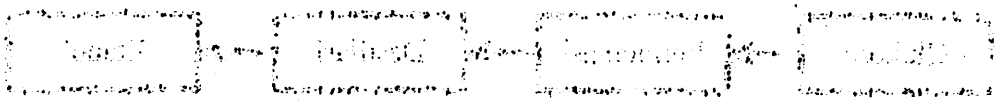


Gambar 2.1.2.1. Blok Diagram Proses Pembuatan Etanol

secara Fermentasi dari Pati

2.1.3. Fermentasi Dari Selulosa

Bahan baku yang sering digunakan dalam proses ini adalah eceng gondok, *pulp* kertas, kayu, dan sebagainya. Proses pembuatan etanol dari selulosa dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu :



- *Pretreatment*
- Sakarifikasi/Hidrolisis
- Fermentasi
- Purifikasi (Destilasi)

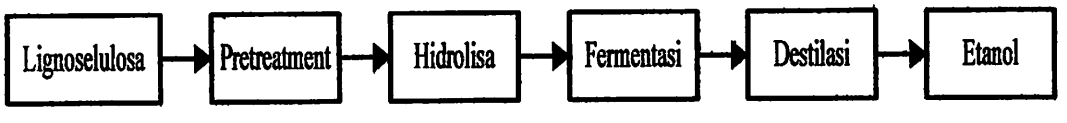
Yang membedakan proses fermentasi dari pati dan selulosa adalah tahapan prosesnya dikarenakan bahan-bahan yang mengandung selulosa terdapat juga lignin, zat yang sangat sulit dihidrolisa. Maka, dari itu apabila ingin menghidrolisa selulosa menjadi glukosa perlu dilakukan pengolahan awal bahan atau yang biasa disebut *pretreatment*.

Reaksi yang terjadi adalah :

$$\underset{\text{starch}}{(C_6H_{10}O_5)x} + xH_2O \xrightarrow{\text{Selulase}} xC_6H_{12}O_6$$

$$C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{Zymase}} 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

Secara garis besar, blok diagram proses fermentasi pembuatan etanol dari selulosa dapat dilihat pada gambar 2.1.2.1.[27].



Gambar 2.1.3.1. Blok Diagram Proses Pembuatan Etanol secara Fermentasi dari Selulosa

2.2. Seleksi Proses

Sebelum menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu adanya studi perbandingan dari alternatif proses yang ada, baik secara aspek teknis maupun aspek ekonomis sehingga didapatkan suatu proses produksi etanol yang efektif dan efisien.

Tabel 2.2.1. Seleksi Proses Etanol/Bioetanol

No	Parameter	PROSES		
		Fermentasi Gula	**Fermentasi Pati**	**Fermentasi Selulosa**
1	Aspek Teknis			
	- Bahan baku	Molases, nira, gula	Jagung, gandum, padi, kentang	Eceng gondok, *pulp* kertas, kayu
	- *Pretreatment*	Tidak perlu	Perlu (pati diubah menjadi glukosa dahulu)	Perlu (selulosa diubah menjadi glukosa dahulu)
	- Kondisi reaksi :			
	- Tekanan reaksi	1 atm	1 atm	1 atm
	- Suhu Reaksi	30–35 °C	30–35 °C	30–35 °C
	- Katalis	Invertase, zymase	Diastase, amilase, zymase	Selulase, zymase
	- Starter	*Yeast*	*Yeast*	*Yeast*
	- Kemurnian	95 – 99,5%	95%	70 %
	- Waktu Proses	72 jam	28 – 72 jam	72 jam
	- *Yield*	250 L etanol dari 1000 kg molases	200 L etanol dari 1000 kg jagung	Belum diketahui
2	Aspek Ekonomi			
	- Nilai guna bahan baku	Rendah (limbah)	Tinggi (bahan baku)	Rendah (limbah)

	- Investasi	Relatif rendah	Relatif tinggi	Relatif rendah
	- Biaya operasi	Relatif rendah	Relatif tinggi	Relatif rendah

Dari uraian diatas dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Maka dapat ditarik kesimpulan, pada proses pembuatan etanol/bioetanol dipilih proses fermentasi dari molases (gula) dengan pertimbangan :

1. Bahan baku melimpah dengan nilai ekonomis yang rendah
2. Tidak memerlukan *pretreatment* khusus
3. Kemurnian yang diperoleh tinggi, yaitu 99,5%
4. *Yield* yang diperoleh tinggi

2.3. Uraian Proses

2.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Molasses, H_2SO_4 dan Urea, serta NPK disimpan di dalam *storage* (F-111, F-122, F-128b dan F-128c). Sedangkan *yeast*/ragi yang digunakan, yaitu *Saccaromyces cereviceae* (F-128a) yang digunakan pada proses fermentasi glukosa menjadi etanol.

2.3.2. Tahap Perlakuan Awal Bahan Baku

Bahan baku utama, yaitu molases dari tangki penyimpanan (F-111) dipompa menuju tangki pengencer (M-113) dengan tujuan untuk mengencerkan molases dari kandungan gula 55% menjadi 14 %. Molases yang keluar dari tangki pengencer (M-113) kemudian disterilisasi di tangki sterilisasi (M-115) pada suhu 121 ^{o}C selama 15 menit. Sedangkan untuk bahan baku pembantu, yaitu H_2SO_4 dari tangki penyimpanan (F-122) sebelum digunakan juga harus diencerkan di tangki pengenceran (M-124) dari kadar 96% menjadi 12%.

2.3.3. Tahap Reaksi

Molases yang telah disterilisasi 5% substratnya dipompa menuju tangki starter (M-120) sedangkan sisanya 95% dipompa menuju fermentor (R-110). Pada tangki starter (M-120) ditambahkan *yeast Saccharomyces cereviseae* sebanyak 0,2%, nutrien NPK sebanyak 0,1% dan Urea 0,5% (dari kadar gula dalam molases yang telah diencerkan) dan H_2SO_4 12% ditambahkan di tangki starter. Penambahan Urea dan NPK dilakukan dengan maksud untuk memenuhi kebutuhan unsur nitrogen dan fosfat sedangkan asam sulfat berfungsi untuk menurukan pH larutan dari 5,5 menjadi pH 4,5. Proses pada tangki starter dimaksudkan untuk membiakkan bakteri *Sacchaoromyces cerevisiae*. Proses ini berlangsung pada suhu 32 °C, tekanan 1 atm dan pH 4,5 – 5,5 selama 1 hari. Setelah masa inkubasi selesai (1 hari), biomassa yang terbentuk pada tangki starter serta sisa *mash* dipompa ke dalam tangki fermentor untuk proses fermentasi.

Proses fermentasi dalam tangki fermentor (R-110) dilakukan selama 3 hari (72 jam) dengan suhu 30 °C, tekanan 1 atm dan pH 4,5 – 5,5. Pada saat fermentasi, terbentuk buih akibat adanya pengadukan. Pengendalian buih dilakukan dengan penambahan *Turkey red oil* sebagai *antifoam* sebanyak 10 ppm.

Reaksi yang terjadi dalam fermentor :

- Reaksi hidrolisa

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \longrightarrow C_6H_{12}O_6 + C_6H_{12}O_6$$

Reaksi dimana sukrosa dipecah menjadi glukosa dan fruktosa

- Reaksi pemecahan urea

  $CH_6O_2N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + CO_2$

  Urea dipecah menjadi ammonia dan karbondioksida, dimana urea digunakan untuk nutrisi bakteri agar dapat membentuk etanol secara optimal

- Reaksi pembentukan biomassa

  $4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$

- Reaksi pembentukan etanol

  $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$

- Reaksi pembentukan asetaldehid

  $C_2H_5OH + 1/2O_2 \longrightarrow C_2H_4O + H_2O$

  Etanol yang terbentuk bereaksi dengan O_2 sisa membentuk asetaldehid

Produk utama fermentasi berupa etanol dengan kadar 5-10 %. Produk samping yang dihasilkan berupa karbondioksida (CO_2), aldehid (C_2H_4O) dan air (H_2O).

2.3.4. Tahap Pemurnian Produk

Pemurnian etanol dilakukan untuk mendapatkan etanol dengan konsentrasi sebesar 99,5%. Setelah proses fermentasi pada fermentor (R-110) dihasilkan etanol dengan kadar 10% dan kemudian dipisahkan biomassa serta *impurities* yang terkandung melalui *screen filter* (H-131).

Hasil dari tangki fermentor (R-110) yang mengandung 10% etanol, dipompa menuju *Pre Heater* (E-135) sebagai pemanas pendahuluan sebelum masuk ke *distilation column*. Dari *Pre Heater*, *feed* masuk kedalam *distilation*

column (D-130) untuk proses destilasi. *Feed* yang masuk dalam *distilation column* dipisahkan menjadi 2 produk, yaitu produk bawah yang mengandung H_2SO_4, biomassa ($CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$), *impurities* dan H_2O. Sedangkan produk atas mengandung etanol dengan kadar ± 70%. Produk atas dikondensasikan dengan menggunakan kondensor (E-137) sedangkan produk bawah dialirkan ke unit pengolahan limbah. *Distillation column* ini menghasilkan etanol dengan konsentrasi sebesar ± 70%. Dari destilasi pertama dilanjutkan ke destilasi kedua (D-140) untuk mendapatkan kemurnian etanol 95% dengan hasil atas etanol 95% dan hasil bawah adalah air (H_2O), kemudian dilanjutkan dengan pemanasan *pre heater* (E-145) hingga 150°C dan dimasukkan menuju kolom adsorbsi (X-146), dalam kolom adsorbsi terjadi proses adsorbsi dengan menggunakan adsorben *zeolit* untuk mendapatkan hasil etanol 99,5%.

2.3.5. Tahap Penanganan Produk

Produk bioetanol sebagai produk utama ditampung dalam *storage* (F-150) untuk kemudian dikemas di dalam drum berukuran 55 gal dan selanjutnya siap untuk dipasarkan.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50000 ton/tahun bioetanol 99,5%

$$: 50000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

: 6313,1313 kg/jam

Waktu produksi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Satuan operasi : kg/jam

Basis perhitungan :

Secara teoritis, dari 1000 kg molasses dapat dihasilkan 250 L bioetanol dan ρ etanol pada 30°C diketahui sebesar 0,7838 g/mL[16], maka : 250000 mL × 0,7838 g/mL = 195955 g = 195,955 kg

Jadi, dari 1000 kg molasses dapat dihasilkan 195,955 kg bioetanol, asumsi perbandingan yang didapat sebesar 5,1032 : 1. Maka secara teoritis, untuk mendapatkan 6313,1313 kg/jam bioetanol dibutuhkan bahan baku sebanyak 5,1032× jumlah bioetanol yang didapatkan, yaitu sebesar :

Jumlah molasses yang digunakan secara teoritis = 6313,1313 kg/jam × 5,1032

= 32217,25 kg/jam

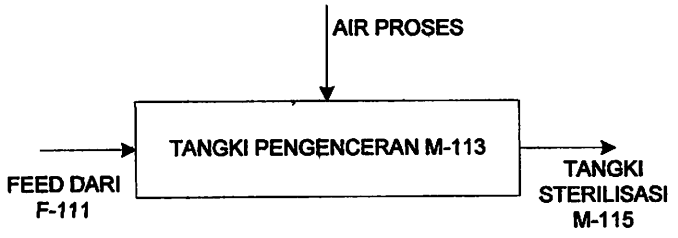
Dikarenakan setelah dihitung neraca massanya jumlah etanol kurang dari kapasitas maka jumlah bahan baku yang digunakan adalah :

$$\text{Jumlah bahan baku yang masuk secara teoritis} = \frac{\text{kapasitas pabrik}}{\text{hasil akhir etanol}} \times \text{jumlah bahan baku masuk}$$

$$= \frac{6313{,}1313}{4005{,}562346} \times 32217{,}25$$

$$= 50777{,}32291 \text{ kg/jam}$$

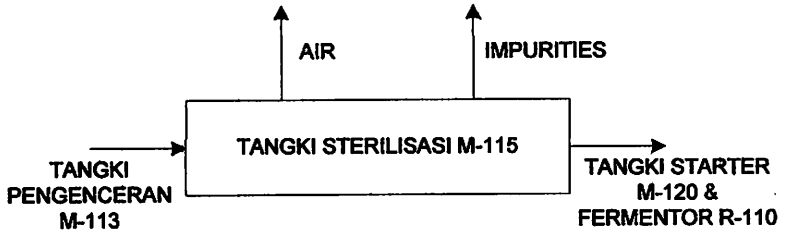
1. TANGKI PENGENCERAN (M-118)



Fungsi : mengencerkan kadar gula dalam molasses dari 55% menjadi 14%

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Sukrosa	15233,19688	15233,19688
Glukosa	6093,278752	6093,278752
Fruktosa	6601,051982	6601,051982
Abu	3046,639376	3046,639376
Impurities	8632,144899	8632,144899
Air	159876,0282	159876,0282
Total	199482,3401	199482,3401

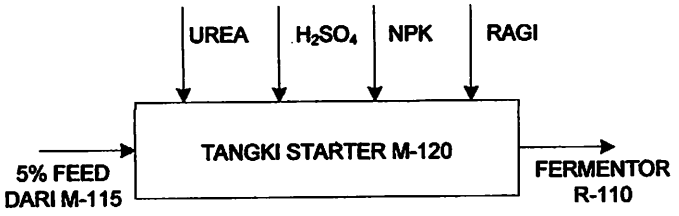
2. TANGKI STERILISASI (M-116)



Fungsi : mensterilisasi media dari mikroba kontaminan

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Hilang
Sukrosa	15233,19688	15233,19688	–
Glukosa	6093,278752	6093,278752	–
Fruktosa	6601,051982	6601,051982	–
Abu	3046,639376	3046,639376	–
Impurities	8632,144899	6651,829304	1980,315594
Air	159876,0282	155079,7474	4796,280846
		192705,7437	6776,596441
Total	199482,3401	199482,3401	

3. TANGKI STARTER (M-113)

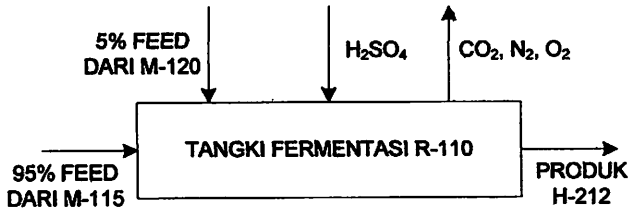


Fungsi : mengembangbiakkan ragi *Saccharomyces cereviceae*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Habis
Sukrosa	761,659844	38,0829922	–
Glukosa	304,6639376	381,6496587	–
Fruktosa	330,0525991	395,7848435	–
Abu	152,3319688	152,3319688	–
Impurities	332,5914652	332,5914652	–
Air	7753,987368	7901,582252	–
H_2SO_4	0,098747644	0,098747644	–
Urea	139,6376381	2,792752761	–

NPK	27,92752761	–	27,9275276
Biomassa	55,85505523	478,8803117	–
NH_3	–	1,194063446	–
CO_2	–	228,3394654	–
O_2	100,959061	18,50916118	–
N_2	332,4955876	332,4955876	–
		10264,33327	27,9275276
Total	10292,2608	10292,2608	

4. TANGKI FERMENTASI (R-110)

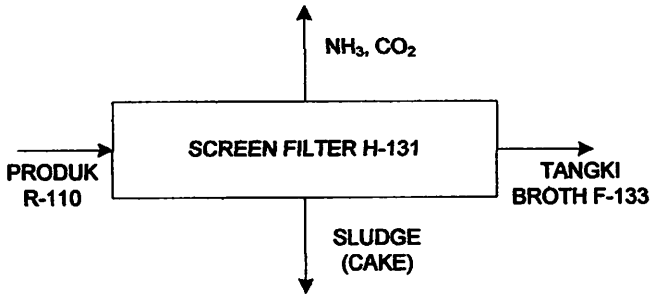


Fungsi : memfermentasi molasses menjadi etanol

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Hilang
Sukrosa	14509,62	725,4810014	–
Glukosa	6170,26447	268,2581815	–
Fruktosa	6666,78423	13908,97931	–
Abu	3046,63938	3046,639376	–
Impurities	6651,8293	2031,092917	4620,7364
Air	155227,342	154526,0962	–
H_2SO_4	1,97495288	1,974952879	–
Urea	2,79275276	0,055855055	–
Biomassa	478,880312	495,8013219	–
NH_3	1,19406345	0,047762538	–
CO_2	228,339465	66,58005013	6591,425
O_2	18,5091612	–	0,3042233

N_2	332,495588	–	332,49559
C_2H_5OH	–	6679,652563	–
C_2H_4O	–	41,04529631	–
Antifoam	1,8307046	1,830704565	–
		181793,5355	11544,961
Total	193338,4967	193338,4967	

5. SCREEN FILTER (H-131)

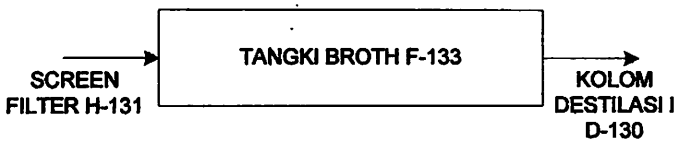


Fungsi : memisahkan cake (padatan) dari filtrat produk

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		Filtrat	Cake	Hilang
Sukrosa	725,4810014	721,8535964	3,627405007	–
Glukosa	268,2581815	266,9168906	1,341290907	–
Fruktosa	13908,97931	13839,43442	69,54489657	–
Abu	3046,639376	–	3046,639376	–
Impurities	2031,092917	–	2031,092917	–
Air	154526,0962	153753,4657	772,630481	–
H_2SO_4	1,974952879	1,965078115	0,009874764	–
Urea	0,055855055	0,05557578	0,000279275	–
Biomassa	495,8013219	–	495,8013219	–
NH_3	0,047762538	–	–	0,047762538
CO_2	66,58005013	–	–	66,58005013
C_2H_5OH	6679,652563	6646,2543	33,39826282	–

C_2H_4O	41,04529631	40,84006983	0,205226482	–
Antifoam	1,830704565	1,821551042	0,009153523	–
		175272,6072	6454,300486	66,62781267
Total	181793,5355		181793,5355	

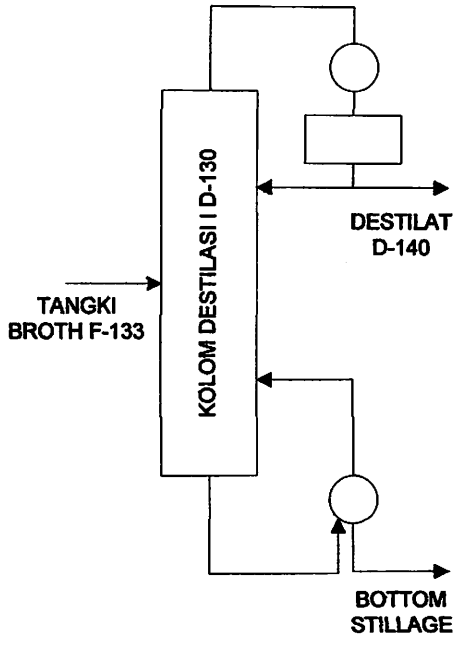
6. TANGKI BROTH (F-133)



Fungsi : menampung sementara larutan etanol sebelum destilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Sukrosa	721,8535964	721,8535964
Glukosa	266,9168906	266,9168906
Fruktosa	13839,43442	13839,43442
Air	153753,4657	153753,4657
H_2SO_4	1,965078115	1,965078115
Urea	0,05557578	0,05557578
C_2H_5OH	6646,2543	6646,2543
C_2H_4O	40,84006983	40,84006983
Antifoam	1,821551042	1,821551042
Total	175272,6072	175272,6072

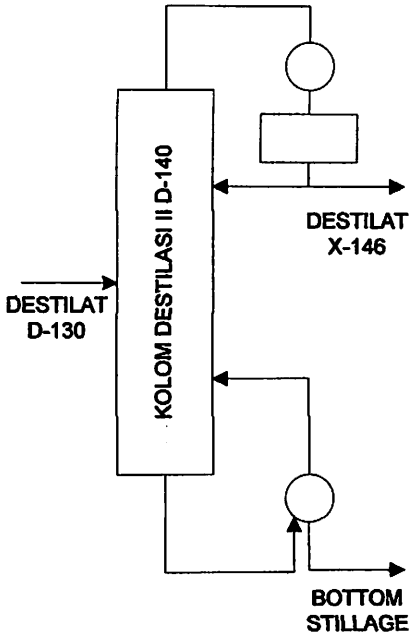
7. KOLOM DESTILASI I (D-130)



Fungsi : memurnikan larutan etanol

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		Destilat	Bottom	Hilang
Sukrosa	721,8535964	–	721,8535964	–
Glukosa	266,9168906	–	266,9168906	–
Fruktosa	13839,43442	–	13839,43442	–
Air	153753,4657	768,7673286	152984,6984	–
H_2SO_4	1,965078115	–	1,965078115	–
Urea	0,05557578	–	0,05557578	–
C_2H_5OH	6646,2543	6619,669283	26,5850172	–
C_2H_4O	40,84006983	–	0,04084007	40,7992298
Antifoam	1,821551042	–	1,821551042	–
		7388,436612	167843,3714	40,7992298
Total	175272,6072		175272,6072	

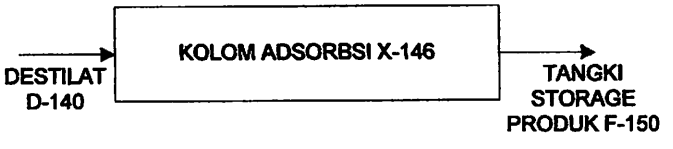
8. KOLOM DESTILASI II (D-140)



Fungsi : memurnikan larutan etanol menjadi 95%

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Destilat	Bottom
Air	768,7673286	333,772852	434,9944771
C_2H_5OH	6619,669283	6341,68418	277,9851047
		6675,45703	712,9795818
Total	7388,436612	7388,43661	

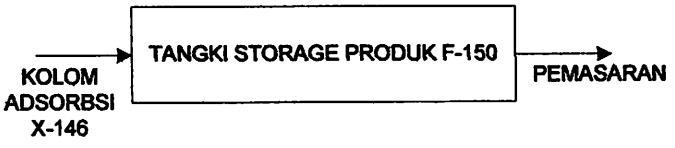
9. KOLOM ADSORBSI (X-146)



Fungsi : memurnikan larutan etanol menjadi 99,5%

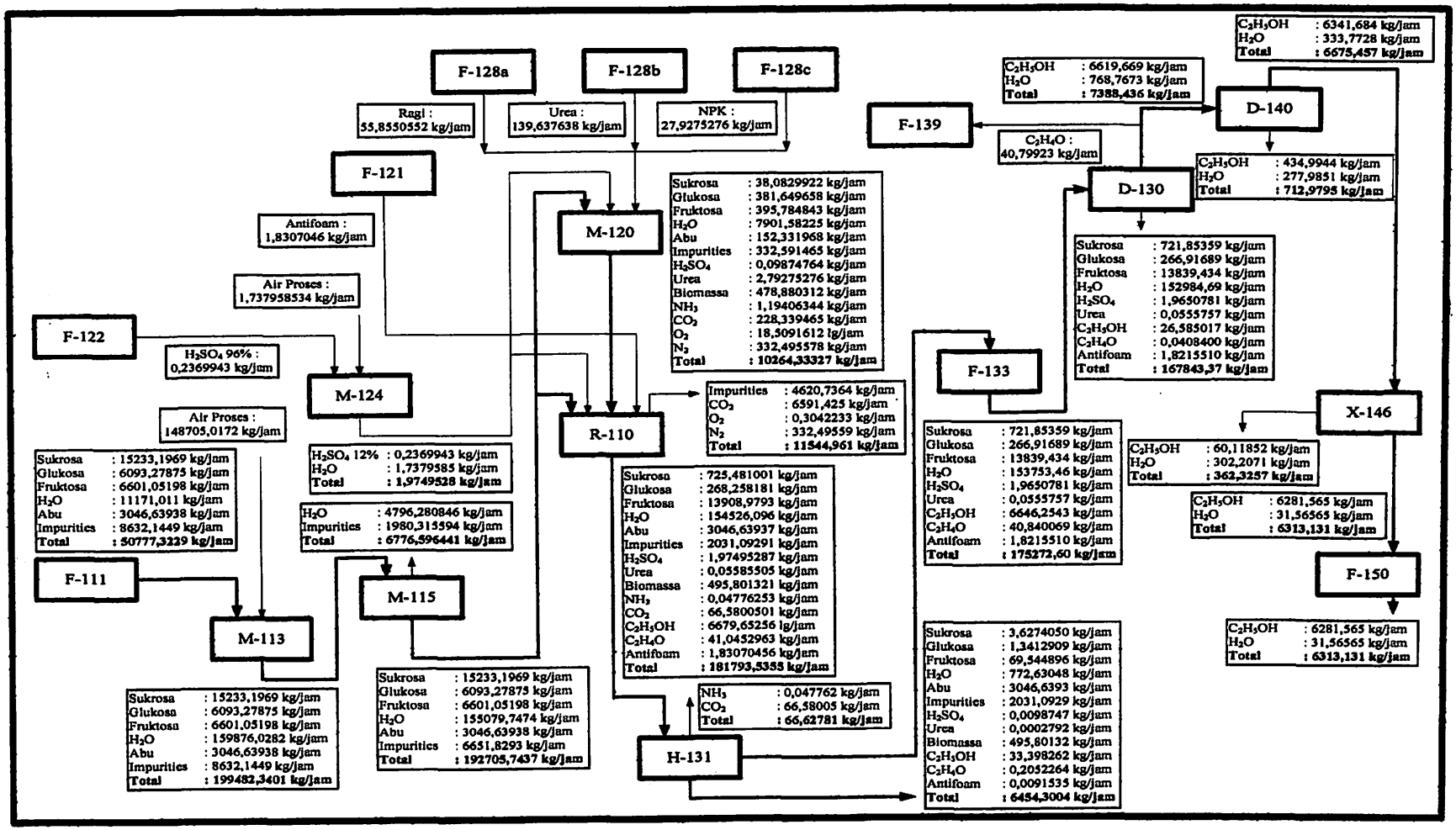
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Filtrat	Tertahan
Air	333,7728515	31,56565656	302,2071949
C_2H_5OH	6341,684179	6281,565656	60,11852216
		6313,131313	362,3257171
Total	6675,45703	6675,45703	

10. TANGKI STORAGE PRODUK (F-150)

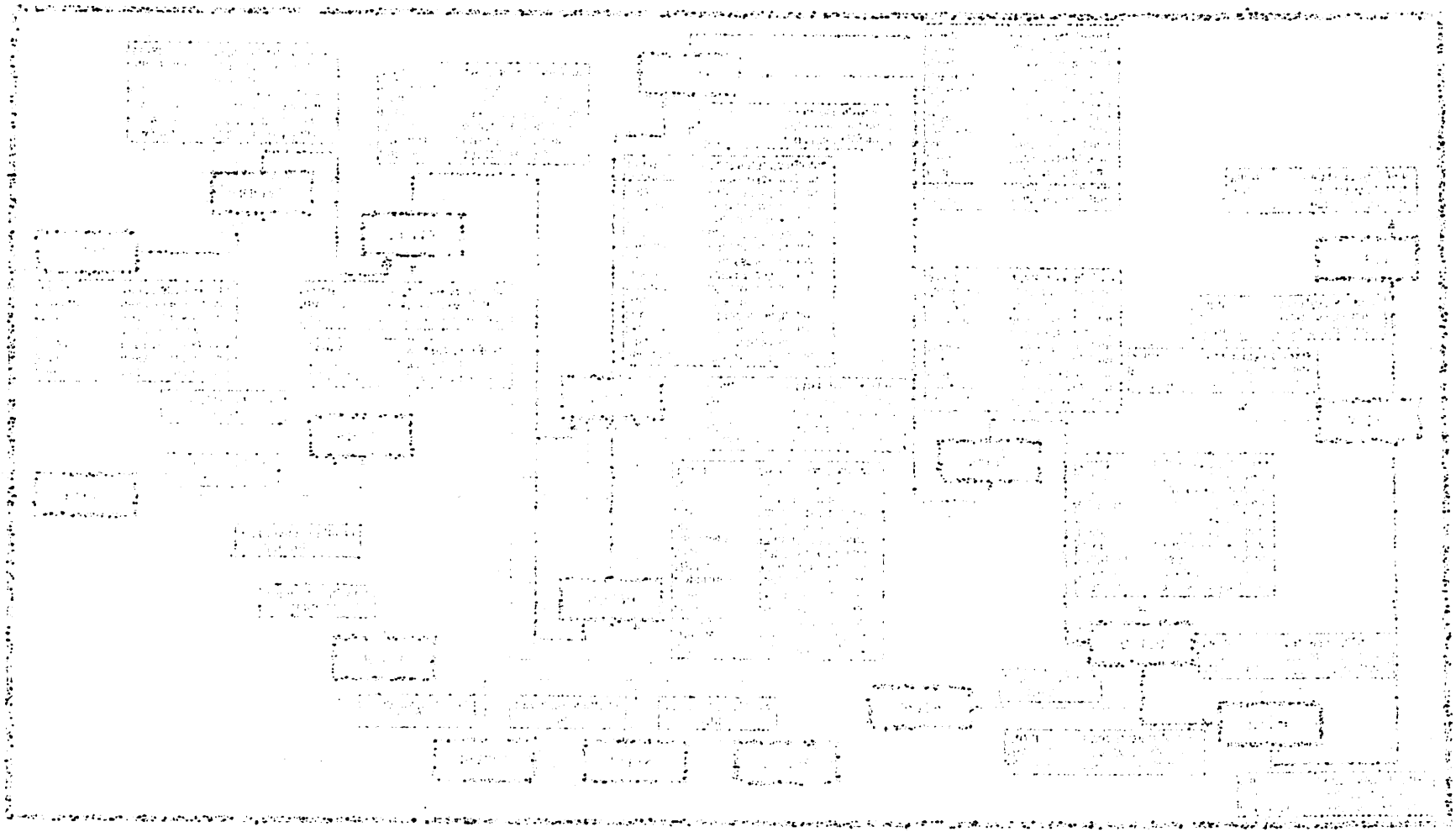


Fungsi : menampung larutan etanol yang berkadar 99,5%

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Air	31,56565656	31,56565656
C_2H_5OH	6281,565656	6281,565656
Total	6313,131313	6313,131313



Gambar 3.1. Blok Diagram Neraca Massa Pra Rencana Pabrik Bioetanol



BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas produksi : $50000 \frac{ton}{tahun}$ bioetanol 99,5 %

: $50000 \frac{ton}{tahun} \times 1000 \frac{kg}{ton} \times \frac{1\ tahun}{330\ hari} \times \frac{1\ hari}{24\ jam}$

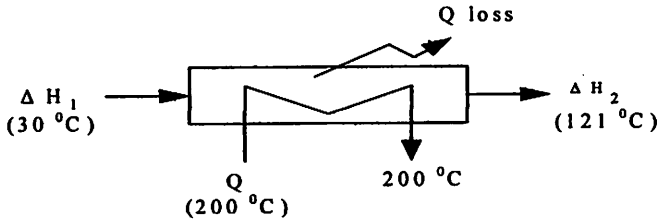
: $6313{,}131 \frac{kg}{jam}$

Waktu produksi : $330 \frac{hari}{tahun}$; $24 \frac{jam}{hari}$

Satuan operasi : kcal

Suhu referensi : 25 °C

1. TANGKI STERILISASI (M-116)

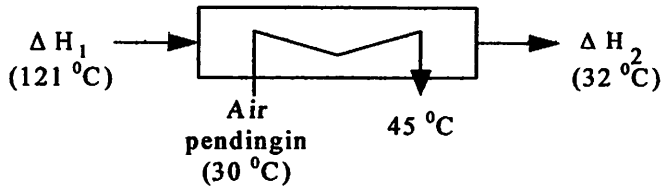


ΔH bahan masuk + Q yang disuplay = ΔH bahan keluar + Q loss

Nereca panas Tangki sterilisasi :

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan Masuk	858506.1374	
ΔH_2 Bahan Keluar		15974885.26
Q loss		795598.9012
Q yang di suplay	15911978.02	
Total	16770484.16	16770484.16

2. COOLER (E-114)

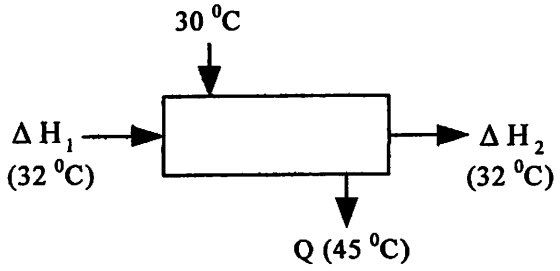


ΔH bahan masuk = ΔH bahan keluar + Q yang diserap

Neraca panas

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan	15974885.26	
ΔH_2 Produk		858506.1374
Q Yang di serap air pendingin		15116379.12
Total	15974885.26	15974885.26

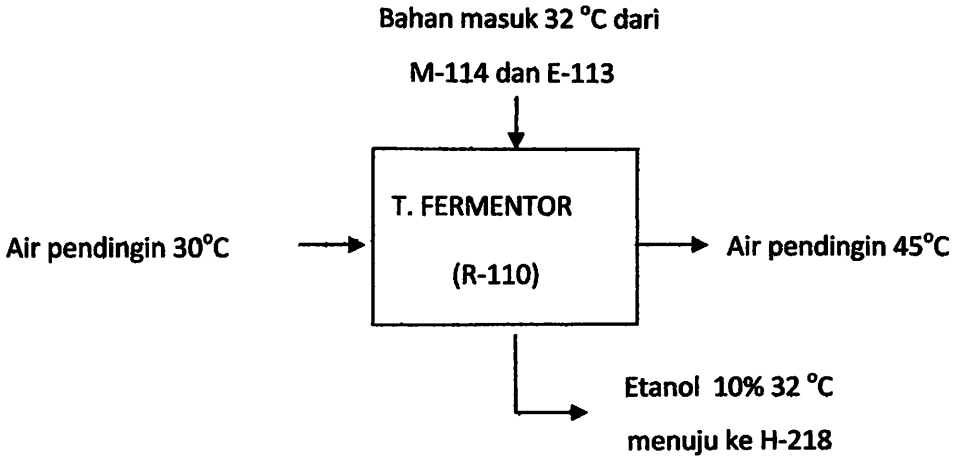
3. TANGKI STARTER (M-113)



ΔH bahan masuk + Δ H Reaksi total = ΔH bahan keluar + Q yang diserap air pendingin

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan	41904.23703	
ΔH_2 Produk		43160.02324
Q yang diserap air pendingin		531285.7966
Δ H Reaksi Total	532541.5828	
Total	574445.8198	574445.8198

4. TANGKI FERMENTOR (R-110)

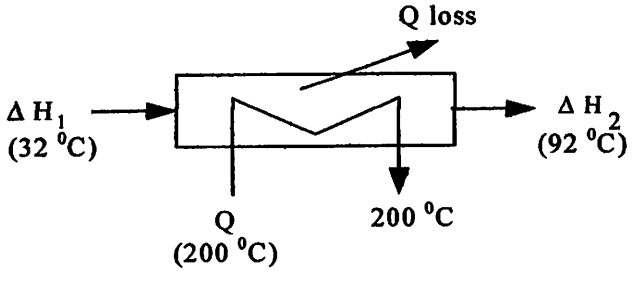


ΔH bahan masuk + Δ H Reaksi total = ΔH bahan keluar + Q yang diserap air pendingin

Neraca panas

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan	833753.81	
ΔH_2 Produk		845496.9592
Q yang diserap air pendingin		4199503.477
Δ H Reaksi Total	4211246.626	
Total	5045000.436	5045000.436

5. Pre Heater (E-135)

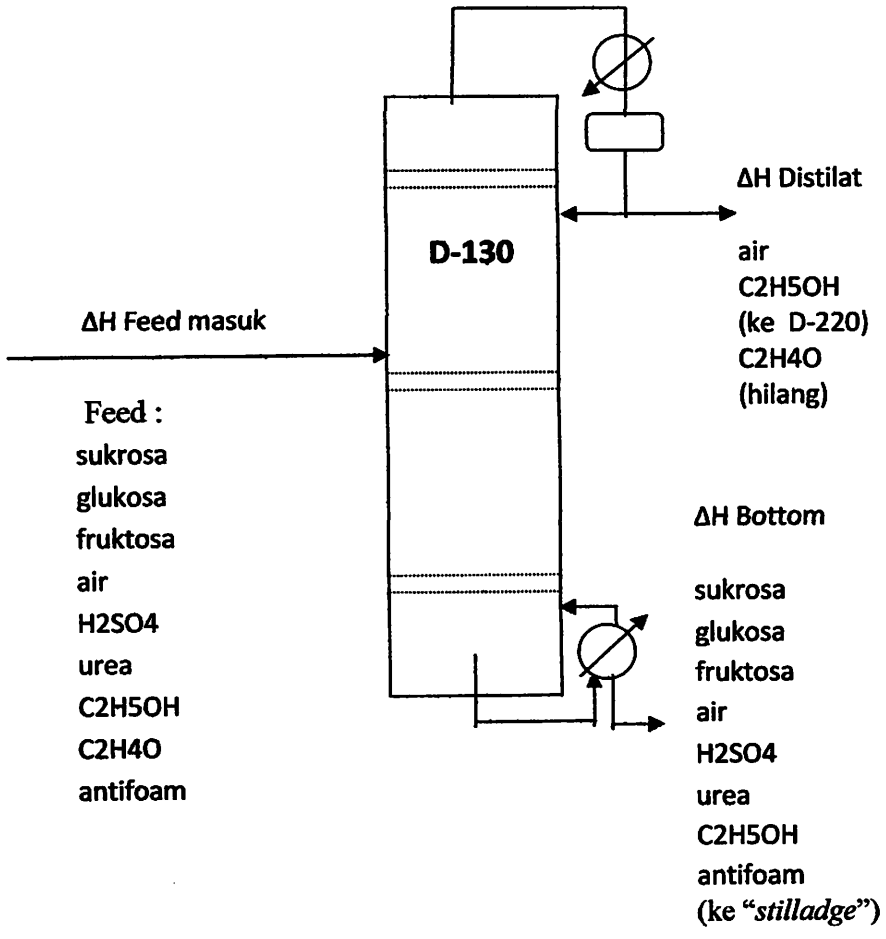


ΔH_1 bahan masuk + Q suplai = ΔH_2 bahan keluar + Q loss

Neraca panas

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
ΔH_1 bahan masuk	812473.0155	ΔH_2 bahan keluar	10887138.41
Q suplai	10604910.94	Q loss	530245.547
Jumlah	11417383.95	**Jumlah**	11417383.95

6. DISTILATION COLUMN (D-130)

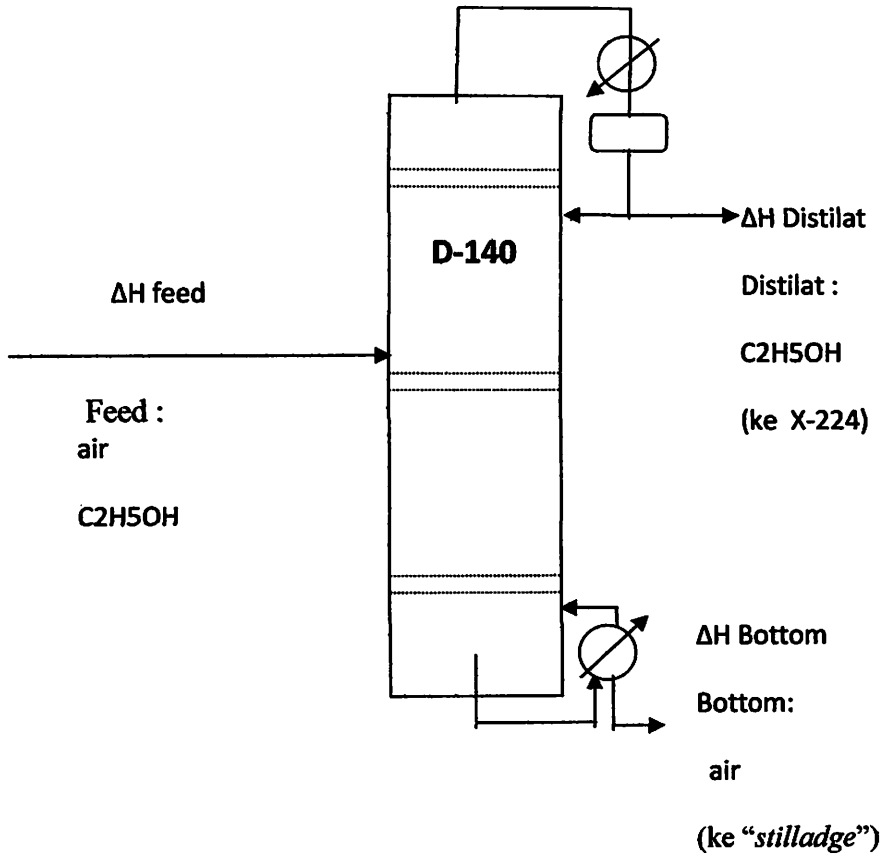


$\Delta HFeed + Qsteam + \Delta H\ in = \Delta HDistilat + \Delta HBottom + \Delta Hout$

Neraca panas destilasi

Masuk		Keluar	
ΔHF	10887138.41	ΔH kondensat	498264.53
ΔHin	3637.83534	ΔHD	179293.3132
Qsteam	1632649.991	ΔHB	11831317.05
		ΔH out	14551.34136
Total	12523426.23		12523426.23

7. DISTILATION COLUMN (D-140)

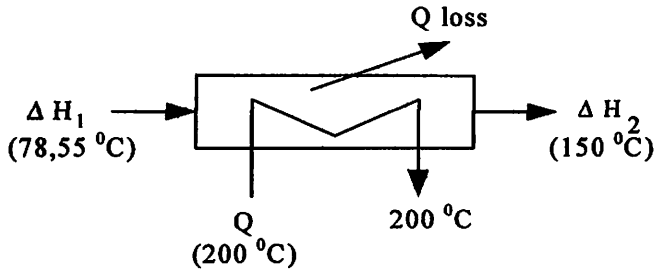


$\Delta HFeed + Qsteam + \Delta H\ in = \Delta HDistilat + \Delta HBottom + \Delta Hout$

Neraca panas destilasi

Masuk		Keluar	
ΔHF	265080.5078	ΔH kondensat	2341.124196
ΔHin	353.8192006	ΔHD	204065.2239
Qsteam	7671.098721	ΔHB	65283.80084
		ΔH out	1415.276802
Total	273105.4258		273105.4258

8. Heater (E-145)

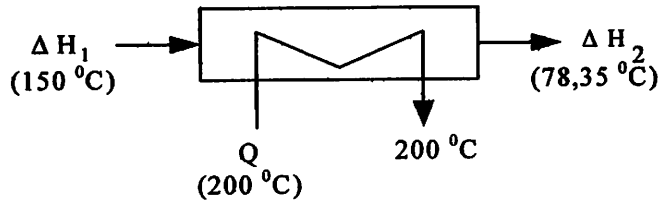


Neraca panas

ΔH_1 bahan masuk + Q suplai = ΔH_2 bahan keluar + Q loss

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
ΔH_1 bahan masuk	219694.3576	ΔH_2 bahan keluar	512825.2979
Q suplai	308558.8845	Q loss	15427.94422
Jumlah	528253.2421	**Jumlah**	528253.2421

9. KONDENSOR (E-147)

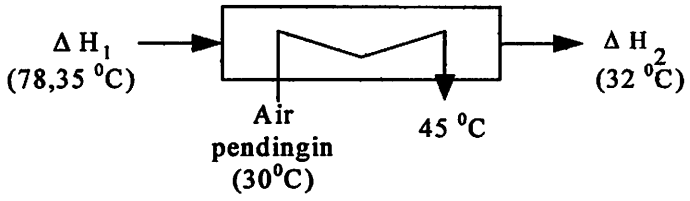


Neraca panas

ΔH_1 bahan masuk = ΔH_2 bahan keluar + Q yang diserap

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan	470658.1439	
ΔH_2 Produk		207089.5833
Q Yang di serap air pendingin		263568.5606
Total	470658.1439	470658.1439

10. COOLER (E-148)



ΔH_1 bahan masuk = ΔH_2 bahan keluar + Q yang diserap

Neraca panas

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
ΔH_1 Bahan	207089.5833	
ΔH_2 Produk		112957.9545
Q Yang di serap air pendingin		94131.62878
Total	207089.5833	207089.5833

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. **FERMENTOR (R-110) Lihat BAB VI. Perancangan Alat Utama (Pramudya Mardhika 05.14.004)**
2. **BIN MOLASSES (F-111)**

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Bin* molasses

Fungsi : Menampung bahan baku molasses selama 5 jam

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah tangki = 1 buah
- Volume total = 8579,205 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 1/4 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,468625 in
- H (tinggi tangki) = 379,9061 in

3. POMPA SENTRIFUGAL MOLASSES (L-112)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari *bin* ke tangki pengenceran

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 5 in Sch. 40

Kapasitas : 111943,7 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

4. TANGKI PENGENCERAN MOLASSES (M-113)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki pengenceran molasses

Fungsi : Mengencerkan kadar gula dalam molasses dari 55% menjadi 14%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 8026,67375 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in

- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 40,73297 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 40,73297 in
- H (tinggi tangki) = 422,9034 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (*power* pengaduk) = 9 hp
- Da (diameter *impeller*) = 68,2875 in
- C (jarak *impeller*) = 75,875 in
- W (lebar *impeller*) = 13,6575 in
- J (lebar *baffle*) = 22,7625 in
- L (panjang *impeller*) = 17,0718 in
- Diameter poros *impeller* = 2,8334 in
- Panjang poros *impeller* = 323,3673 in

5. POMPA SENTRIFUGAL PENGENCERAN MOLASSES (L-114)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki pengenceran ke tangki sterilisasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 439778,8 lb/jam

Daya : 7 hp

Jumlah : 1 buah

6. TANGKI STERILISASI (M-115)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki sterilisasi molasses

Fungsi : Mensterilkan molasses dari bakteri kontaminan selama 15 menit

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 2006,6684 ft^3
- Di (diameter dalam) = 137,625 in
- Do (diameter luar) = 138 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 206,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 25,492589 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 25,492589 in
- H (tinggi tangki) = 257,42268 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (*power* pengaduk) = 1 hp
- Da (diameter *impeller*) = 41,2875 in
- C (jarak *impeller*) = 45,875 in
- W (lebar *impeller*) = 8,2575 in
- J (lebar *baffle*) = 13,7625 in
- L (panjang *impeller*) = 10,3218 in
- Diameter poros *impeller* = 0,9444 in
- Panjang poros *impeller* = 196,337 in

Dimensi *coil* pemanas :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Panjang *coil* = 101,2521 in
- Tinggi *coil* = 50,941 in
- Jumlah lilitan = 7 lilitan

7. POMPA SENTRIFUGAL STERILISASI (L-116)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki sterilisasi ke tangki starter & fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 424839,1 lb/jam

Daya : 7 hp

Jumlah : 1 buah

8. *COOLER* (E-117)

Spesifikasi alat :

Nama : *Cooler*

Fungsi : Menurunkan suhu setelah sterilisasi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

9. POMPA SENTRIFUGAL STARTER (L-118)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan media pembibitan dari tangki starter ke fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 22628,75 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

10. POMPA SENTRIFUGAL ANTIFOAM (L-119)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan *antifoam* dari *storage* ke fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 0,161439 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

11. TANGKI STARTER (M-120)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki starter

Fungsi : Mengembangbiakkan ragi *Saccharomyces cereviceae*

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah

- Volume total = 361,683559 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 30 rpm
- P (*power* pengaduk) = 1 hp
- Da (diameter *impeller*) = 25,0875 in
- C (jarak *impeller*) = 27,875 in
- W (lebar *impeller*) = 5,0175 in
- J (lebar *baffle*) = 8,3625 in
- L (panjang *impeller*) = 6,2718 in
- Diameter poros *impeller* = 1,2193 in
- Panjang poros *impeller* = 120,1827 in

Dimensi *coil* pemanas :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Panjang *coil* = 72,376 in
- Tinggi *coil* = 35,815 in
- Jumlah lilitan = 5 lilitan

12. *STORAGE* ANTIFOAM (F-121)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage antifoam*

Fungsi : Menampung bahan baku *antifoam* selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 13,18065 ft^3
- Di (diameter dalam) = 27,625 in
- Do (diameter luar) = 28 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 41,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 4,6686 in
- H (tinggi tangki) = 46,1061 in

13. *STORAGE* H_2SO_4 96% (F-122)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* H_2SO_4 96%

Fungsi : Menampung bahan baku H_2SO_4 96% selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 0,962694 ft^3
- Di (diameter dalam) = 11,625 in
- Do (diameter luar) = 12 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 1,964625 in
- H (tinggi tangki) = 19,40213 in

14. POMPA SENTRIFUGAL H_2SO_4 96% (L-123)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 96% dari *storage* ke tangki pengenceran

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 0,522478 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

15. TANGKI PENGENCERAN H_2SO_4 (M-124)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki pengenceran H_2SO_4

Fungsi : Mengencerkan H_2SO_4 96% menjadi 12%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 0,06483991 ft^3
- Di (diameter dalam) = 11,625 in
- Do (diameter luar) = 12 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 4,140929 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 4,140929 in
- H (tinggi tangki) = 25,71936 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 3 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (power pengaduk) = 1 hp
- Da (diameter *impeller*) = 3,4875 in
- C (jarak *impeller*) = 3,875 in
- W (lebar *impeller*) = 0,6975 in
- J (lebar *baffle*) = 1,1625 in
- L (panjang *impeller*) = 0,8718 in
- Diameter poros *impeller* = 2,8334 in
- Panjang poros *impeller* = 18,5753 in

16. POMPA SENTRIFUGAL PENGENCERAN H_2SO_4 (L-125)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 12% dari tangki pengenceran ke tangki starter dan fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 4,353981 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 25 buah

17. *FILTER* UDARA (H-126)

Spesifikasi alat :

Nama : *Filter* udara

Fungsi : Menyaring debu yang terdapat dalam udara

Tipe : *Dry Filter*

Bahan : *Carbon Steel SA 135 Grade M*

Kapasitas : 1000 ft^3/menit

Rate volumetrik : 218,4916 ft^3/menit

Ukuran *dry filter* : 38 × 15 ft

Daya motor : 1 hp

Jumlah : 1 buah

18. *BLOWER* (G-127)

Spesifikasi alat :

Nama : *Blower*

Fungsi : Menghembuskan udara menuju tangki starter

Tipe : *Centrifugal Blower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316*

Power motor : 1 hp

Jumlah : 1 buah

19. *STORAGE* RAGI (F-128a)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* ragi *Saccharomyces cereviceae*

Fungsi : Menampung bahan baku ragi *Saccharomyces cereviceae* selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 316,0926 ft^3
- Di (diameter dalam) = 77,625 in
- Do (diameter luar) = 78 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 116,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 15,33233 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 15,33233 in
- H (tinggi tangki) = 141,6937 in

20. *STORAGE* UREA (F-128b)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* urea

Fungsi : Menampung bahan baku urea selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah

- Volume total = 782,7055 ft^3
- Di (diameter dalam) = 101,625 in
- Do (diameter luar) = 102 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 152,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 19,39643 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 19,39643 in
- H (tinggi tangki) = 191,2304 in

21. *STORAGE* NPK (F-128c)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* NPK

Fungsi : Menampung bahan baku NPK selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 159,3107 ft^3
- Di (diameter dalam) = 59,625 in
- Do (diameter luar) = 60 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 89,4375 in

- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 12,31286 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 12,31286 in
- H (tinggi tangki) = 114,0632 in

22. POMPA SENTRIFUGAL FERMENTOR (L-129)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari fermentor ke *screen filter*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 400782 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

23. KOLOM DESTILASI I (D-130)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Kolom Distilasi

Fungsi : Memisahkan ethanol dari air dan impuritis

Tipe : Sieve plate

Dimensi :	- Diameter	= 4	ft	= 1.22	m
	- Tinggi	= 19	ft	= 5.87	m
	- Tray spacing	= 2	ft	= 0.53	m
	- Panjang weir	= 3	ft	= 0.85	m
	- Active are	= 8	ft2	= 0.77	m2

Jumlah kolom : 1 buah

24. *SCREEN FILTER* (H-131)

Spesifikasi alat :

Dari dasar perancangan dan sesuai rate volumetrik :

Rate volumetrik (Q_f) = 1,683317 ft^3/s = 100,99902 ft^3/Menit

Sehingga didapatkan dimensi *screen filter* :

P = 10 m = 32,808 ft

L = 20 m = 65,616 ft

t = 5 m = 16,40 ft

dengan ukuran *screen* 100 mash

25. POMPA SENTRIFUGAL FILTER (L-132)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari *screen filter* ke tangki *broth*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 386406 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

26. TANGKI BROTH (F-133)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki *broth*

Fungsi : Menampung sementara etanol sebelum didestilasi di kolom destilasi I

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 7574,925 ft^3
- Di (diameter dalam) = 215,625 in
- Do (diameter luar) = 216 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 323,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,70092 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 38,70092 in
- H (tinggi tangki) = 400,8393 in

27. POMPA SENTRIFUGAL BROTH (L-134)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki *broth* ke kolom destilasi I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 386406 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

28. *HEATER* (E-135)

Spesifikasi alat :

Nama : Heater

Fungsi : Menaikkan suhu bahan sebelum feed masuk destilasi 01

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

29. *REBOILER* (E-136)

Nama : Reboiler

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 01 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-210)

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 2,98 in^2

- de = 4,57 in

- de' = 0,69 in

Bagian pipa : - do = 2,38 in

- di = 2,067 in

- a" = 0,622 ft^2/ft

- a_p = 3,35 in^2

Jumlah : 1 buah

30. KONDENSOR (E-137)

Spesifikasi alat :

Nama : Kondensor

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 1,19 in^2

- de = 0,915 in

- de' = 0,40 in

Bagian pipa : - do = 1,66 in

- di = 1.380 in

- a" = 0,435 ft^2/ft

- a_p = 1,50 in^2

Jumlah : 1 buah

31. AKUMULATOR (F-138)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Akumulator

Fungsi : Menampung sementara destilat etanol hasil destilasi

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 405,8188 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

32. *STORAGE* ASETALDEHID (F-139)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* asetaldehid

Fungsi : Menampung asetaldehid, hasil samping dari kolom destilasi I selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 392,9316 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

33. KOLOM DESTILASI II (D-140) Lihat BAB VI. Perancangan Alat Utama (Gustian Ardi 05.14.033)

34. POMPA SENTRIFUGAL DESTILASI I (L-141)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi I ke kolom destilasi II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 16288,55 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

35. *REBOILER* (E-142)

Spesifikasi alat :

Nama : *Reboiler*

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 02 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-220)

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 1,19 in^2

- de = 1,915 in

- de' = 0,04 in

Bagian pipa : - do = 1,66 in

- di = 1,38 in

- a" = 0,435 ft^2/ft

- a_p = 1,50 in^2

Jumlah : 1 buah

36. KONDENSOR (E-143)

Spesifikasi alat :

Nama : Kondensor

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,14 in^2

- de = 1,14 in

- de' = 1,53 in

Bagian pipa : - do = 3,5 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,38 in^2

Jumlah : 1 buah

37. POMPA SENTRIFUGAL DESTILASI II (E-144)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi II ke kolom adsorbsi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 14716,71 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

38. *HEATER* (E-145)

Nama : Heater

Fungsi : Menaikkan suhu etanol sebelum masuk kolom adsobsi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

39. KOLOM ADSORBSI (X-146)

Spesifikasi alat :

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316

Diameter : 0.770155 m

Tinggi : 2.310466 m

40. KONDENSOR (E-147)

Nama : Kondensor

Fungsi : Mengubah fase uap Etanol dari kolom adsorbsi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

41. *COOLER* (E-148)

Nama : *Cooler*

Fungsi : Menurunkan suhu setelah proses kondensasi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

42. POMPA SENTRIFUGAL ADSORBSI (L-149)

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi II ke kolom adsorbsi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2 in Sch. 40

Kapasitas : 13917,93 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

43. STORAGE ETANOL 99,5% (F-150)

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* etanol 99,5%

Fungsi : Menampung produk etanol 99,5% selama 1 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah tangki = 1 buah
- Volume total = 8532,695 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,46863 in
- H (tinggi tangki) = 379,9061 in

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

6.1. FERMENTOR (Pramudya Mardhika 05.14.004)

Nama alat : Fermentor

Kode alat : R-110

Proses : *Batch*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi fermentasi glukosa pada molasses dibantu oleh ragi *Saccharomyces cereviseae* yang membentuk etanol dan karbondioksida, reaksinya sebagai berikut :

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah *standard dished head.*

Dasar perancangan

Reaktor *Mixed Flow* ini berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standar dished head* yang dilengkapi dengan pengaduk. Umpan masuk dari tutup atas reaktor, sedangkan media pendingin berupa air pendingin dialirkan melalui *coil* untuk menjaga suhu dalam reaktor agar tetap konstan.

Produk dikeluarkan setelah mencapai waktu reaksi yang ditentukan. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang alat-alat instrumentasi yang meliputi *temperature control.*

Kondisi operasi : - Temperatur : 30-35 °C

- Tekanan : 1 atm = 14,696 psia
- Fase : Liquid
- Waktu operasi : 72 jam

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750 (Brownell & Young, App. D hal 342)[21]

Jenis pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

E : 0,8 (Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)[21]

Faktor korosi (C) : 1/16 in

Tahapan Perancangan Reaktor

6.1. Perancangan Dimensi Reaktor

A. Menentukan Volume Reaktor

B. Menentukan Dimensi Reaktor

- Menentukan Volume Total Liquid
- Menentukan Dimensi Tangki
- Menentukan Tekanan Design
- Menentukan Tebal Reaktor
- Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)
- Menentukan Tinggi Tutup Atas (tha) dan Tinggi Tutup Bawah (thb)
- Menentukan Tinggi Reaktor Total

6.2. Menentukan Dimensi Pengaduk

6.3. Menentukan Dimensi *Coil* Pendingin

6.4. Perancangan *Nozzle*

A. *Nozzle* Pada Tutup Atas

- *Nozzle* untuk *Feed* dari Tangki Sterilisasi
- *Nozzle* untuk *Feed* dari Tangki Starter
- *Nozzle* untuk Asam Sulfat
- *Nozzle* untuk *Antifoam*
- *Nozzle* untuk Pengeluaran Gas Buang

B. *Nozzle* Pada Silinder

- *Nozzle* untuk *Man Hole*
- *Nozzle* untuk Pemasukan *dan* Pengeluaran *Coil* Pendingin

C. *Nozzle* pada Tutup Bawah

- *Nozzle* untuk Pengeluaran Produk

D. Penentuan *Flange* pada *Nozzle*

6.5. Perancangan Dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* Reaktor

A. Perancangan *Gasket*

B. Perancangan *Bolting*

C. Perancangan *Flange*

6.6. Perancangan Sistem Penyangga Reaktor

A. Menentukan Berat Bejana Total

B. Menentukan Kolom Penyangga

6.7. Perancangan *Base Plate*

A. Menentukan Luas *Base Plate*

B. Menentukan Panjang dan Lebar *Base Plate*

C. Peninjauan Terhadap M dan N

D. Menentukan Tebal *Base Plate*

E. Menentukan Ukuran Baut

6.8. Perancangan *Lug* dan *Gusset*

6.9. Perancangan Pondasi

Perhitungan Perancangan Reaktor

6.1. Perancangan Dimensi Raktor

A. Menentukan Volume Reaktor

Komposisi bahan masuk reaktor :

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	37045,1374	0,191607663	1,4	0,268250728
Air	155227,342	0,802878604	1	0,802878604
Ragi	478,880312	0,002476901	1,31	0,00324474
Urea	2,79275276	1,44449e-05	1,32	1,90673e-05
H_2SO_4	1,97495288	1,0215e-05	1,83	1,86935e-05
NH_3	1,19406345	6,17603e-06	1,3	8,02883e-06
O_2	18,5091612	9,57345e-05	1,43	0,0001369
N_2	332,495588	0,001719759	1,25	0,002149699
CO_2	228,339465	0,001181035	0,77	0,000909397
Antifoam	1,83070457	9,46891e-06	1,03	9,75298e-06
	193338,496	1		1,07762561

Kapasitas bahan masuk = 193338,496 kg/jam = 426234 lb/jam

Diket : Densitas (ρ) air T = 30 °C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,07762561 × 0,995647 = 1,072935 kg/L

= 66,98331 lb/ft^3

Volume liquid (V_L) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{426234}{66,98331}$ = 6363,287002 ft^3/jam

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 6363,287002 ft^3

V_T = 7954,109 ft^3

B. Menentukan Dimensi Reaktor

– Menentukan Dimensi Tangki

Diameter Reaktor :

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$

7954,109 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

7954,109 $= 1,3469\ Di^3$

Di^3 = 5905,49317 ft^3

Di = 18,0752949 ft = 216,9057 in = 5,509417 m

Tinggi Silinder (Ls) :

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 18,0752949 = 27,11294229 ft = 325,3586131 in

Tinggi Liquid (Lls) :

$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0,0847Di^3$

6363,287002 $= \left(\frac{\pi}{4} \times (18,0752949)^2 \times L_{ls}\right) + 0,0847(18,0752949^3)$

[illegible] $= \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \times [illegible] \right) = [illegible]$

[illegible] $= \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \times [illegible] \right) = [illegible]$

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] $= [illegible]$

[illegible] $= [illegible]$

[illegible] $= [illegible]$

[illegible] $= \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \times [illegible] \right) = [illegible]$

[illegible] $= \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \times [illegible] \right) = [illegible]$

[illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible] [illegible]

[illegible] $= [illegible]$

[illegible] $= [illegible]$

[illegible] $= [illegible]$

[illegible]

[illegible] $= \frac{[illegible]}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$

6363,287002 = 256,472283 L_{ls} + 500,1953

5863,092 = 256,472283 L_{ls}

L_{ls} = 22,8605277 ft = 274,3291 in

– **Menentukan Tekanan Design (Pi)**

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{68{,}48708 \times (22{,}8605277 - 1)}{144} = 10{,}1686846\ psia$$

P design = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 10,1686846 = 24,8646846 psia

= 10,1686846 psig

– **Menentukan Tebal Tangki (ts)**

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(10{,}1686846)(216{,}9057)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(10{,}1686846)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}136051\ in = 2{,}176823/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Di :

Do = Di + (2 × t_s) = 216,9057 + 2(3/16) = 217,2807421 in

Standardisasi Do = 228 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7, Hal. 91[21] :

Di_{baru} = Do – 2t_s = 228 – 2(3/16) = 227,625 in

r = Di_{baru} = 227,625 in

icr = 6% × Di = 6% × 227,625 = 13,6575 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

Ls_{baru} = 1,5 × Di = 1,5 × 227,625 = 341,4375 in

Cek hubungan Ls dengan Di :

V_{tangki} = $V_{silinder}$ + $V_{tutup\ atas}$ + $V_{tutup\ bawah}$

$$Vol.\ tangki = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$$

$$7954{,}109 = \left(\frac{\pi \times (18{,}96856^2)}{4} \times L\right) + 2\left(0{,}0847\,(18{,}96856^3)\right)$$

$$7954{,}109 = 282{,}4478\ Ls + 1156{,}156$$

$$6797{,}953 = 282{,}4478\ Ls$$

$$Ls = 24{,}06799\ ft$$

$$\frac{Ls}{Di} = \frac{24{,}06799}{18{,}96856} = 1{,}268836 < 1{,}5 \text{ (memenuhi)}$$

– **Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)**

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standar dishead*

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(10{,}1686846)(227{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(10{,}1686846)} + (1/16)$$

$$= 0{,}199073\ in = 3{,}185175/16\ in \approx 3/16\ in$$

– **Menentukan Tinggi Tutup Atas (h_a) dan Tinggi Tutup Bawah (h_b)**

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{227{,}625}{2} = 113{,}8125\ in$$

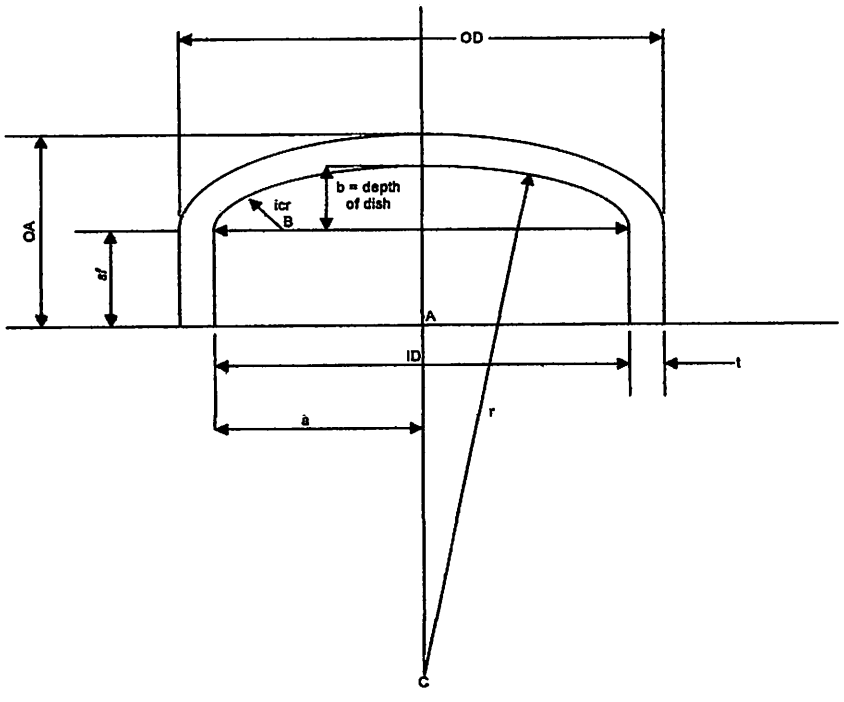
$$AB = a - icr = 113{,}8125 - 13{,}6575 = 100{,}155\ in$$

$$BC = r - icr = 227{,}625 - 13{,}6575 = 213{,}9675\ in$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(213{,}9675)^2 - (100{,}155)^2} = 189{,}0795\ in$$

$$b = r - AC = 227{,}625 - 189{,}0795 = 38{,}54547\ in$$

$$ha = hb = tha + b + sf = 3/16 + 38{,}54547 + 2 = 40{,}73297\ in$$



Gambar 6.1. Penampang Tutup Atas Reaktor

– **Menentukan Tinggi Reaktor Total**

Tinggi Reaktor = Tinggi Tutup Atas + Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Bawah

$$H = h_a + Ls + h_b$$

$$H = 40{,}73297 + 341{,}4375 + 40{,}73297$$

$$H = 422{,}903449 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan dimensi reaktor :

- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 40,73297 in

- hb (tinggi tutup bawah) = 40,73297 in
- H (tinggi tangki) = 422,9034 in

6.2. Menentukan Dimensi Pengaduk

– Menentukan Ukuran Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis propeller dengan 4 buah *baffle* (*four-blade paddle*)(Geankoplis 3rd Ed., tabel 3.4.1, hal. 144)[20].

Da = 0,3 Dt

C = 1/3 Dt

W = 1/5 Da

J = 1/12 Dt

L = 1/4 Da

Dimana : Da = Diameter *Impeller*

Dt = Diameter Tangki

C = Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki

W = Lebar *Impeller*

J = Lebar *Baffle*

L = Panjang *Impeller*

Da = 0,3 × Dt = 0,3 × 227,625 = 68,2875 in = 5,6905 ft = 1,734506 m

C = 1/3 × Dt = (1/3) × 227,625 = 75,875 in = 6,3228 ft = 1,927229 m

W = 1/5 × Da = (1/5) × 68,2875 = 13,6575 in = 1,1381 ft = 0,346901 m

J = 1/10 × Dt = (1/10) × 227,625 = 22,7625 in = 1,8968 ft = 0,578169 m

L = 1/4 × Da = (1/4) × 68,2875 = 17,0718 in = 1,4226 ft = 0,4336 m

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{22{,}8605277}{2 \times 5{,}6905^2} = 0{,}352976 \approx 1 \text{ buah}$$

– Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,072935 kg/L = 1072,935 kg/m^3

Viskositas (μ) campuran :

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%)	= 1,51 cp
Air	= 0,85 cp
H_2SO_4 (dianggap larutan H_2SO_4 60%)	= 5,25 cp
NH_3	= 0,01 cp
CO_2	= 0,0146 cp
O_2	= 0,0209 cp
N_2	= 0,018 cp
Antifoam	= 1 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ NH_3 + μ CO_2 + μ O_2 + μ N_2 + μ antifoam

= 1,51 + 0,85 + 5,25 + 0,01 + 0,0146 + 0,0209 + 0,018 + 1

= 8,6735 cp = 0,008674 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 30 rpm = 0,5 rps

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{1{,}734506^2 \times 0{,}5 \times 1072{,}935}{0{,}008674} = 186080{,}3$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-3, hal. 145[20] diperoleh harga Np = 0,35

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^2 \times Da^5}$$

$$P = N_P \times \rho \times N^2 \times Da^5 = 0{,}35 \times 1072{,}935 \times (0{,}5^2) \times (1{,}734506^5)$$

$$= 1473{,}87394 \text{ W} = 1{,}473874 \text{ kW} = 1{,}976497 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 82% (Timmerhaus, fig 14.38, p-521)[22]

$$\textit{Power motor} = \frac{1{,}976497}{0{,}82} = 2{,}410362 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

P yang dibutuhkan = (0,1 + 0,2)P + P

= (0,1 + 0,2)(2,410362) + 2,410362

= 3,133471 hp ≈ 4 hp

– Menentukan Poros Pengaduk

Diameter poros pengaduk

$$T = \frac{\pi . S . D^2}{16}$$ (Hesse, Pers.16.1, hal. 465)[26]

Dimana :

T = momen punter = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 4 hp

N = putaran pengaduk = 30 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 4}{30} = 8403{,}333 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020 mengandung karbon 20% dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design *sheering stress* yang diujikan

S = 20% × 36000 lb/in^2 = 7200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{16 \times 8403{,}333}{3{,}14 \times 7200}\right)^{1/2} = 2{,}438679 \text{ in} = 0{,}203221 \text{ ft}$$

Panjang poros pengaduk

$$L = h + l - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 382,1705 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 17,0718 in

Zi = jarak *impeller* dari dasar tangki = 75,875 in

Jadi, panjang poros pengaduk :

$$L = (382{,}1705 + 17{,}0718) - 75{,}875$$

$$= 323{,}3673 \text{ in} = 26{,}94701 \text{ ft}$$

Kesimpulan perancangan dimensi pengaduk :

- Tipe = *four-blade paddle*
- Da = 68,2875 in
- C = 75,875 in
- W = 13,6575 in
- J = 22,7625 in
- L = 17,0718 in
- np = 1 buah
- Daya = 4 hp
- Diameter poros = 2,438679 in
- Panjang poros = 323,3673 in

6.3. Perancangan *Coil* Pendingin

– Dasar Perancangan

Rate massa pendingin	: 619712 lb/jam
Kebutuhan panas	: 16698916 Btu/jam
Bentuk *coil*	: spiral
Rd min	: 0,001
Kecepatan putaran (N)	: 30 rpm
Suhu larutan masuk (T_1)	: 32 °C = 89,6 °F
Suhu larutan keluar (T_2)	: 32 °C = 89,6 °F
Suhu pendingin masuk (t_1)	: 30 °C = 86 °F
Suhu pendingin keluar (t_2)	: 45 °C = 113 °F
$\rho_{campuran}$	: 66,98331 lb/ft^3

$\mu_{campuran}$: 8,6735 cp

$Cp_{campuran}$: 0,4234 Btu/lb.°F

$k_{campuran}$: 0,569 Btu/jam.ft^2.(°F/ft)

$\rho_{pendingin}$: 62,15824 lb/ft^3

$\mu_{pendingin}$: 0,85 cp

$Cp_{pendingin}$: 0,998 Btu/lb.°F

$k_{pendingin}$: 0,356 Btu/jam.ft^2.(°F/ft)

Diameter pengaduk (Da) : 68,2875 in = 5,690567 ft

Diameter tangki (Di) : 227,625 in = 18,96856 ft

Tinggi silinder (L_s) : 341,4375 in = 28,45284 ft

Tinggi larutan dalam tangki (L_{ls}) : 274,3291 in = 22,86053 ft

– Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(89{,}6 - 113) - (89{,}6 - 86)}{\ln\frac{(89{,}6 - 113)}{(89{,}6 - 86)}} = 10{,}57804\ °F$$

– Menghitung Suhu *Caloric* (T_C dan t_c)

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{89{,}6 + 89{,}6}{2} = 89{,}6\ °F$$

$$t_C = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99{,}5\ °F$$

– Menentukan Dimensi Pipa *Coil*

Pipa *coil* yang digunakan adalah 12 Sch. 30 (Brownell & Young, App. K, hal. 389)[21], sehingga diperoleh data-data berikut :

Di = 12,09 in = 1,0075 ft

Do = 12,75 in = 1,0625 ft

a' = 114,8 in2

a'' = 3,34 ft2/ft

– Menentukan ho dan hio

Bagian Tangki (larutan)	Bagian *Coil* (pendingin)
– Bilangan Reynold (N_{Re}) $N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{5,690567^2 \times 30 \times 66,98331}{8,6735 \times 2,42}$ $= 4613594$ – Mencari J_C Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh $J_C = 1000$ – Menghitung ho $ho = J_C \cdot \left(\frac{k}{di}\right) \cdot \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 1000 \times \left(\frac{0,569}{18,96856}\right) \times \left(\frac{0,4234 \times 8,6735}{0,569}\right)^{\frac{1}{3}} \times 1$ $= 55,84989$ Btu/jam.ft^2.°F	– Bilangan Reynold (N_{Re}) $a_t = a' = 114,8$ in^2 $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{619712}{114,8/144}$ $= 777339,2$ lb/jam.ft^2 $N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1,0075^2 \times 20 \times 62,15824}{0,85 \times 2,42}$ $= 1359192$ – Mencari J_C Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh harga

	$J_C = 1000$ – Menghitung hio $hi = J_C \cdot \left(\frac{k}{di}\right) \cdot \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 1000 \times \left(\frac{0,356}{1,0075}\right) \times \left(\frac{0,998 \times 0,000571}{0,356}\right)^{\frac{1}{3}} \times 1$ $= 471,9595$ Btu/jam.ft^2.°F $hio = hi \times \left(\frac{di}{do}\right)$ $= 471,9595 \times \left(\frac{1,0075}{1,0625}\right)$ $= 447,5287$ Btu/jam.ft^2.°F

Koreksi hio :

Hio $= hio \times (1 + 3,5 \times (di_{pipa}/\Phi_{lilitan})$

$\Phi_{lilitan} = di - 2(do_{pipa})$

$= 227,625 - 2\ (12,75) = 202,125$ in

Hio $= 447,5287 \times (1 + 3,5\ (12,09/202,125)$

$= 541,2191$ Btu/jam.ft^2.°F

– Menentukan Tekanan Pipa Bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{541,2191 \times 55,84989}{541,2191 + 55,84989} = 50,62568 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

– Menentukan Tahanan Pipa Terpakai

$$h_d = \frac{1}{R_D} = \frac{1}{0{,}001} = 1000$$

$$U_D = \frac{U_C \times h_d}{U_C + h_d}$$

$$= \frac{50{,}62568 \times 1000}{50{,}62568 + 1000} = 48{,}18622 \text{ Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$$

– Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{16698916}{48{,}18622 \times 10{,}57804} = 32761{,}23 \text{ ft}^2$$

– Menentukan Panjang Lilitan (L) *Coil*

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{32761{,}23}{114{,}8} = 285{,}3765 \text{ ft}^2 = 3424{,}519 \text{ in}^2$$

– Menentukan Jumlah Lilitan *Coil*

$$\text{Jumlah lilitan (nc)} = \frac{L}{\pi \times \Phi_{lilitan}}$$

$$= \frac{3424{,}519}{3{,}14 \times 202{,}125} = 5{,}395725 \approx 6 \text{ lilitan}$$

– Menentukan Tinggi Lilitan *Coil*

Jarak antara dua *coil* (hc) = 5 in

$L_C = (n - 1) \times (do + hc + do)$

$= (6 - 1) \times (12{,}75 + 5 + 12{,}75)$

$= 152{,}5 \text{ in} = 12{,}70833 \text{ ft}$

Karena tinggi lilitan *coil* < tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}), maka *design coil* tersebut dapat digunakan karena *coil* masih berada dalam liquid.

Kesimpulan perancangan dimensi *coil* pendingin :

Pipa : NPS 12 Sch. 30

Do : 12,75 in

Di : 12,09 in

L : 3424,519 in2

nc : 6 buah

hc : 2 in

Dc : 202,125 in

Lc : 152,5 in

6.4. Perancangan *Nozzle*

A. *Nozzle* pada Tutup Atas *Standar Dished Head*

– *Nozzle* untuk *Feed* dari Tangki Sterilisasi

Massa bahan masuk = 183070,4565 kg/jam = 403597,1 lb/jam

Densitas campuran = 1,097022 kg/L = 68,48708 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \dfrac{\text{massa}}{\rho} = \dfrac{403597,1}{68,48708} = 5893,04$ ft^3/jam

$= 1,636956$ ft^3/s

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,636956)^{(0,45)} \times (68,48708)^{0,13}$

$= 8,433548$ in

Standarisasi Di = 10 in Sch. 40(Kern, tabel 11, hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

– ***Nozzle* untuk *Feed* dari Tangki Starter**

Massa bahan masuk = 10264,33327 kg/jam = 22628,75 lb/jam

Densitas campuran = 1,064304 kg/L = 66,4445 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \frac{massa}{\rho} = \frac{22628,75}{66,4445} = 340,5662\ ft^3/jam$

$= 0,094602\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,094602)^{(0,45)} \times (66,4445)^{0,13}$

$= 2,328836$ in

Standarisasi Di = 2,5 in Sch. 40(Geankoplis 3rd, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 2,469 in

Do = 2,875 in

A = 0,03322 ft^2

– ***Nozzle* untuk H_2SO_4**

Massa bahan masuk = 1,876205 kg/jam = 4,136282 lb/jam

Densitas campuran = 1,0756 kg/L = 67,14971 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \frac{massa}{\rho} = \frac{4,136282}{67,14971} = 0,061598\ ft^3/jam$

$= 1,71E\text{-}05\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,71E\text{-}05)^{(0,45)} \times (67,14971)^{0,13}$

$= 0,048256$ in

Standarisasi Di = 1/8 in Sch. 40(Geankoplis 3rd, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 0,269 in

Do = 0,405 in

A = 0,0004 ft^2

– ***Nozzle* untuk *Antifoam***

Massa bahan masuk = 1,8307045 kg/jam = 4,035971 lb/jam

Densitas campuran = 1,03 kg/L = 64,3029 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \frac{massa}{\rho} = \frac{4,035971}{64,3029} = 0,062765\ ft^3/jam$

$= 1,74E\text{-}05\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,74E\text{-}05)^{(0,45)} \times (64,3029)^{0,13}$

$= 0,048392$ in

Standarisasi Di = 1/8 in Sch. 40(Geankoplis 3rd, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 0,269 in

Do = 0,405 in

A = 0,0004 ft^2

– ***Nozzle* untuk Pengeluaran Gas Buang**

Massa bahan masuk = 11544,961 kg/jam = 25452,02 lb/jam

Densitas campuran = 0,971707 kg/L = 60,6637 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \frac{massa}{\rho} = \frac{25452,02}{60,6637} = 419,5593\ ft^3/jam$

$= 0,116544\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (0{,}116544)^{(0,45)} \times (60{,}6637)^{0,13}$

$= 2{,}527937$ in

Standarisasi Di = 3 in Sch. 40[(Geankoplis 3rd, App. 5 hal. 892)[20]], sehingga diperoleh :

Di = 3,068 in

Do = 3,5 in

A = 0,0513 ft^2

B. *Nozzle* pada Silinder

– ***Nozzle* untuk *Man Hole***

Diambil diameter 20 in, sehingga dari Brownell, App. K, hal. 389[21] diperoleh :

Di = 19,25 in

Do = 20 in

A = 2,02 ft^2

– ***Nozzle* untuk Pemasukan dan Pengeluaran *Coil* Pendingin**

Massa bahan masuk = 281099,5397 kg/jam = 619712 lb/jam

Densitas campuran = 0,995647 kg/L = 62,15824 lb/ft^3

Rate volumetrik $(Q_f) = \dfrac{massa}{\rho} = \dfrac{619712}{62{,}15824} = 9969{,}909\ ft^3/jam$

$= 2{,}769419\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (2{,}769419)^{(0,45)} \times (62{,}15824)^{0,13}$

$= 10{,}55102$ in

Standarisasi Di = 12 in Sch. 30[(Kern, tabel 11, hal. 844)[21]], sehingga diperoleh :

Di = 12,09 in

Do = 12,75 in

A = 0,7968 ft^2

C. *Nozzle* pada Tutup Bawah *Standar Dished Head*

– ***Nozzle* untuk Pengeluaran Produk**

Massa bahan masuk = 181793,5355 kg/jam = 400782 lb/jam

Densitas campuran = 1,032479 kg/L = 64,45766 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q_f) $= \frac{massa}{\rho} = \frac{400782}{64,45766} = 6217,756\ ft^3/jam$

$= 1,727154\ ft^3/s$

Dari Peter & Timmerhaus, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,727154)^{(0,45)} \times (64,45766)^{0,13}$

$= 8,571747$ in

Standarisasi Di = 10 in Sch. 40(Kern, tabel 11, hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in

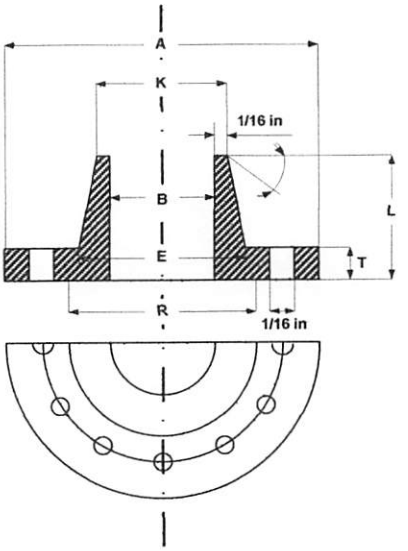
Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

D. Penentuan *Flange* pada *Nozzle*

Kondisi operasi reaktor berlangsung pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk itu dipilih *standard flange* :

150 lb *steel welding neck flanges* (168)(Brownell & Young, fig. 12.2, hal. 221)[21]



Gambar 6.2.1. Dimensi *Flange* pada *Nozzle*

Dari Brownell & Young, fig. 12.2, hal. 221[21] diperoleh dimensi *flange* untuk semua *nozzle*, dipilih *flange standard type* 150 lb *steel welding neck flanges* (168) dengan dimensi *nozzle* sebagai berikut :

Nozzle A = *Nozzle* untuk *feed* dari sterilisasi

Nozzle B = *Nozzle* untuk *feed* dari starter

Nozzle C = *Nozzle* untuk H_2SO_4

Nozzle D = *Nozzle* untuk *antifoam*

Nozzle E = *Nozzle* untuk pengeluaran gas buang

Nozzle F = *Nozzle* untuk *man hole*

Nozzle G = *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran *coil* pendingin

Nozzle H = *Nozzle* untuk pengeluaran produk

Dimana :

NPS = ukuran pipa nominal, in

A = diameter luar *flange*, in

T = ketebalan *flange* minimum, in

R = diameter luar bagian yang menonjol, in

E = diameter *hub* dasar, in

K = diameter *hub* pada titik pengelasan, in

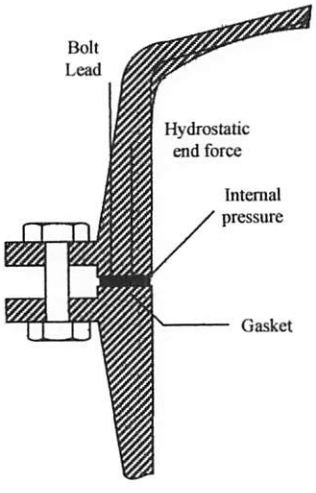
L = panjang *hub*, in

B = diameter dalam dari dinding pipa standard, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	10	16	$1\frac{3}{16}$	$12\frac{3}{4}$	12	10,75	4	10,02
B	2,5	7	7/8	$4\frac{1}{8}$	$3\frac{9}{16}$	2,88	$2\frac{3}{4}$	2,47
C	1/8							
D	1/8							
E	3	$7\frac{1}{2}$	$\frac{15}{16}$	5	$4\frac{1}{4}$	3,5	$2\frac{3}{4}$	3,07
F	20	$27\frac{1}{2}$	$1\frac{11}{16}$	23	22	20	$5\frac{11}{16}$	19,25
G	12	19	$1\frac{1}{4}$	15	$14\frac{3}{8}$	12,75	$4\frac{1}{2}$	12
H	10	16	$1\frac{3}{16}$	$12\frac{3}{4}$	12	10,75	4	10,02

6.5. Perancangan Dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian *shell* reaktor dihubungkan secara *flange* dan *bolting* untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.



Gambar 6.3.1. Dimensi *Gasket* dan *Bolting*

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (t_s) = 3/16 in
- Diameter dalam silinder (D_i) = 227,625 in
- Diameter luar silinder (D_o) = 228 in
- Tekanan internal tangki (Pi) = 10,16868 psig
- *Stress* yang diijinkan (f) = 18750
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 1/16 in

A. Perancangan *Gasket*

Dari Brownell & Young, fig. 12.11, hal. 228[21], didapatkan :

Bahan konstruksi : *Flat Metal, Jacketed, Asbestos Filled (Stainless Steel)*

Gasket factor (m) : 3,75

Min. *design seating stress* (y) : 9000

– Perhitungan Lebar *Gasket*

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p(m+1)}}$$ (Brownell & Young, Pers. 12.2, hal. 226)[21]

Dimana :

do = diameter luar *gasket*

di = diameter dalam *gasket*

y = 9000

p = *internal pressure* (10,16868 + 14,696 = 24,86468 psia)

m = *gasket factor* (3,75)

Diketahui : di *gasket* = do *shell* = 228 in

Sehingga :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9000 - 24,86468 \times 3,75}{9000 - 24,86468\,(3,75 + 1)}}$$

do = 228,318918 in

$$\text{Lebar } gasket \text{ minimum} = \frac{do - di}{2} = \frac{228,318918 - 208}{2} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{2,551341759}{16} \approx 3/16$$

Diambil lebar *gasket* (n) = 3/16 in

Diameter rata-rata *gasket* (G) :

G = di + n = 228 + 3/16 = 228,1875 in

– Perhitungan Beban *Gasket* (W_{m2})

Beban *gasket* agar tidak bocor (H_y) :

$W_{m2} = H_y = \pi \times b \times G \times y$ (Brownell & Young, pers. 12.88, hal. 240)[21]

Dimana :

b = beban efektif *gasket*

G = diameter rata-rata *gasket*

y = 9000

Dari Brownell & Young, fig. 12.12, hal. 229[21] :

b = bo jika bo ≤ ¼ in

$b = \sqrt{\frac{bo}{2}}$ jika bo > ¼ in

Lebar *setting gasket* bawah = bo = $\frac{n}{2} = \frac{0,1875}{2}$ = 0,09375 in ≤ ¼ in

Maka b = bo = 0,09375 in

$H_y = W_{m2} = \pi \times b \times G \times y = 3,14 \times 0,09375 \times 228,1875 \times 9000$

= 604554,258 lb

– Perhitungan Beban Operasi pada Kondisi Kerja (W_{m1})

$W_{m1} = H + H_P$ (Brownell & Young, pers. 12.91, hal. 240)[21]

Beban untuk menjaga sambungan (H_P)

$H_P = 2\pi \times b \times G \times m \times p$ (Brownell & Young, pers. 12.90, hal. 240)[21]

$= 2(3,14) \times 0,09375 \times 228,1875 \times 3,75 \times 24,86468$

= 12526,7091 lb

Beban karena tekanan dalam (H)

$H = \pi/4 \times G^2 \times p$ (Brownell & Young, pers. 12.89, hal. 240)[21]

$= (3,14/4) \times (228,1875)^2 \times 24,86468$

= 1016333,67 lb

Sehingga : $W_{m1} = H + H_P$

= 1016333,67 lb + 12526,7091 lb

= 1028860,38 lb

Dari hasil perhitungan dapat diketahui bahwa $W_{m1} > W_{m2}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m1}.

B. Perancangan *Bolting*

Dari Brownell & Young, App. D-4, hal. 342[21], diperoleh data :

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*

Tensile strength min. : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

– Perhitungan Luas Minimum *Bolting Area*

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f} \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.89, hal. 240)[21]}$$

$$= \frac{1028860{,}38}{15000} = 68{,}59069 \text{ in}^2 = 0{,}476315 \text{ ft}^2$$

Untuk mendapatkan ukuran baut maka dapat dicoba ukuran baut standard dari Brownell & Young, tabel 10.4, hal 188[21], yaitu :

- Ukuran baut = 3 in
- *Root area* = 5,621 in^2

$$\text{Jumlah } \textit{bolting} \text{ optimum} = \frac{A_m}{\text{root area}} = \frac{68{,}59069}{5{,}621} = 12{,}20258 \text{ buah} \approx 12 \text{ buah}$$

Kemudian dari tabel yang sama diperoleh :

- *Bolt size* : 3 in
- *Root area* : 5,621 in^2
- *Bolt spacing* (B_s) : 6 ¼ in
- *Min. radial distance* (R) : 3 5/8 in
- *Edge distance* (E) : 2 7/8 in

- *Nut dimension* : 4 5/8 in
- *Max. Fillet radius* : 1 5/16 in

– Evaluasi Lebar *Gasket*

Ab_{actual} = jumlah *bolt* × *root area*

$= 13 \times 5{,}621 = 73{,}073\ in^2$

Lebar *gasket* minimum (W)

$$W = Ab_{actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G}$$

$$= 73{,}073 \times \frac{15000}{2 \times 3{,}14 \times 9000 \times 228{,}1875} = 0{,}084987 \text{ in}$$

Nilai W < lebar *gasket* yang telah ditentukan (0,09375 in) sehingga lebar *gasket* telah memadai.

C. Perancangan *Flange*

Dari Brownell & Young, App. D-4, hal. 342[21], diperoleh data:

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Type flange : *Ring flange loose type*

– Perhitungan diameter luar *flange* (A)

Do *flange* = *bolt circle diameter* + 2E

$= C + 2E$

Dari dimensi *bolt* didapatkan :

R = 3 5/8 in

E = 2 7/8 in

$g_o = t_S = 3/16$ in

C = di *gasket* + 2 (1,415 × g_o × R)

= 228 + 2(1,415 × 3/16 × 3 5/8) = 235,7806 in

Maka : do *flange* = C + 2E

= 235,7806 + 2(2 7/8) = 241,5306 in

– Perhitungan *Moment*

Total *moment* pada kondisi operasi :

$M_o = M_D + M_G + M_T$

Dari Brownell & Young, pers. 12.94, hal. 242[21], untuk keadaan *bolting up* (tanpa tekanan uap dalam) :

$$W = \left(\frac{A_{m1} + A_b}{2}\right) \times f$$

$$= \left(\frac{68,59069 + 73,073}{2}\right) \times 18750 = 1328097 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban *gasket* yang bereaksi terhadap *bolt circle* :

$$h_G = \frac{C - G}{2}$$ (Brownell & Young, pers. 12.101, hal. 242)[21]

$$= \frac{235,7806 - 228,1875}{2} = 3,796562 \text{ in}$$

Menentukan *moment flange* (M_a) :

$M_a = W \times h_G$ (Brownell & Young, hal. 241)[21]

$= 1328097 \times 3,796562 = 5042204$ in

Dalam kondisi operasi :

$W = W_{m1} = 1028860,38$ lb (Brownell & Young, pers. 12.95, hal. 242)[21]

Menghitung *moment* komponen hingga H_D (M_D)

$M_D = H_D \times h_D$ (Brownell & Young, pers. 12.96, hal. 242)[21]

$H_D = 0{,}785 \times B^2 \times P$

$= 0{,}785 \times (228)^2 \times 24{,}86468 = 1014664$ lb

$$h_D = \frac{C-B}{2} = \frac{235{,}7806-228}{2} = 3{,}890312 \text{ in}$$

Maka : $M_D = H_D \times h_D$

$= 1014664 \times 3{,}890312 = 3947361$ lb.in

Menghitung *moment* komponen hingga H_G (M_G)

$M_G = H_G \times h_G$ (Brownell & Young, pers. 12.98, hal. 242)[21]

$H_G = W - H = W_{m1} - H$

$= 1028860{,}38 - 1016333{,}67 = 12526{,}71$ in

Sehingga : $M_G = H_G \times h_G$

$= 12526{,}71 \times 3{,}796562 = 47558{,}43$ lb.in

Menghitung *moment* komponen hingga H_T (M_T) :

$M_T = H_T \times h_T$ (Brownell & Young, pers. 12.97, hal. 242)[21]

$H_T = H_D - H = 1014664 - 1016333{,}67 = 1669{,}542$ lb

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{3{,}890312 + 3{,}796562}{2} = 3{,}843437 \text{ in}$$

Sehingga : $M_T = H_T \times h_T$

$= 1669{,}542 \times 3{,}843437 = 6416{,}779$ lb.in

Maka *moment* total pada keadaan operasi :

$M_o = M_D + M_G + M_T$

$= 3947361 + 47558{,}43 + 6416{,}779 = 4001336$ lb.in

– Perhitungan Tebal *Flange*

$$f_T = \frac{Y \times M_O}{t^2 \times B}$$

sehingga diperoleh rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_O}{f \times B}} \text{ dan } k = A/B$$

Dimana :

A = diameter luar *flange* (241,5306 in)

B = diameter luar silinder (228 in)

f = *stress* yang diijinkan (18750)

Maka :

k = A/B = 241,5306/228 = 1,059345

Dari Brownell & Young, fig. 12.22, hal. 238[21], didapatkan :

Y = 35

$M_{max} = M_O$ = 4001336 lb.in

Sehingga tebal *flange* :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_O}{f \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{35 \times 4001336}{18750 \times 228}} = 5{,}723589251 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

***Gasket* pada tangki :**

Bahan konstruksi : *Flange Metal, Jacketed, Asbestos filled*

Gasket factor (m) : 3,75

Min. design seating stress (y) : 9000 psia

Lebar *gasket* : 0,1875 in

***Bolting* pada tangki :**

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

Ukuran baut : 3 in

Jumlah baut : 13 buah

Bolt spacing (B_S) : 6 ¼ in

Min. radial distance (R) : 3 5/8 in

Edge distance (E) : 2 7/8 in

***Flange* pada tangki :**

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 Grade M Type 316*

Tipe *flange* : *Ring flange loose type*

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Tebal *flange* : 5,723589251 in

6.6. Perancangan Sistem Penyangga Reaktor

A. Menentukan Berat Bejana Total

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 Grade M Type 316*
- Tebal silinder (t_S) : 3/16 in

- Diameter dalam silinder (D_i) : 18,96856 ft
- Diameter luar silinder (D_o) : 18,99981 ft
- Tekanan internal tangki (Pi) : 10,16868 psig
- Tinggi badan silinder (L_S) : 28,45284 ft

1. Menentukan Berat Tangki Kosong

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *steel.*

ρ_{steel} = 481 lb/ft^3 (Perry's, tabel 2-118)[16]

$$W_s = \frac{\pi}{4} \times \left(D_o^2 - D_i^2\right) \times H \times \rho$$

$$= \frac{3,14}{4} \times \left(18,99981^2 - 18,96856^2\right) \times 28,45284 \times 481$$

$$= 12746,9942 \text{ lb} = 5781,99865 \text{ kg}$$

2. Menentukan Berat Tutup Atas Reaktor

Tutup atas berbentuk *standard dishead.*

tha = 0,01562484 ft

$V_{tutup\ atas\ dalam}$ $= 0,0847 \times D_i^3$

$= 0,0847 \times (18,96856)^3 = 578,0778263 \text{ ft}^3$

$V_{tutup\ atas\ luar}$ $= 0,0847 \times (D_i + tha)^3$

$= 0,0847 \times (18,96856 + 0,01562484)^3$

$= 579,5075318 \text{ ft}^3$

$V_{dinding\ tutup\ atas}$ $= V_{tutup\ atas\ luar} - V_{tutup\ atas\ dalam}$

$= 579,5075318 - 578,0778263 = 1,429705436 \text{ ft}^3$

Berat tutup atas :

$W_{tutup\ atas}$ $= V_{dinding\ tutup\ atas} \times \rho_{steel}$

$= 1{,}429705436 \times 481$

$= 687{,}6883148$ lb $= 311{,}9333733$ kg

3. Menentukan Berat Tutup Bawah Reaktor

Tutup bawah berbentuk *standard dishead.*

thb = 0,01562484 ft

$V_{tutup\ bawah\ dalam} = 0{,}0847 \times D_i^3$

$= 0{,}0847 \times (18{,}96856)^3 = 578{,}0778263\ ft^3$

$V_{tutup\ bawah\ luar} = 0{,}0847 \times (D_i + tha)^3$

$= 0{,}0847 \times (18{,}96856 + 0{,}01562484)^3$

$= 579{,}5075318\ ft^3$

$V_{dinding\ tutup\ bawah} = V_{tutup\ bawah\ luar} - V_{tutup\ bawah\ dalam}$

$= 579{,}5075318 - 578{,}0778263 = 1{,}429705436\ ft^3$

Berat tutup bawah :

$W_{tutup\ bawah} = V_{dinding\ tutup\ bawah} \times \rho_{steel}$

$= 1{,}429705436 \times 481$

$= 687{,}6883148$ lb $= 311{,}9333733$ kg

4. Menentukan Berat Larutan

$W_{larutan} = 426234{,}049$ lb $= 193338{,}496$ kg

5. Menentukan Berat Poros Pengaduk

Dari perhitungan poros pengaduk diperoleh data :

Panjang poros pengaduk (Lps) = 26,9470053 ft

Diameter poros pengaduk (Dps) = 0,20322122 ft

$W_{poros\ pengaduk} = \frac{\pi}{4} \times Dps^2 \times Lps \times \rho$

$$= {}^{3,14}\!/_{4} \times (0{,}20322122)^2 \times (26{,}9470053) \times 481$$

$$= 420{,}2070683 \text{ lb} = 190{,}6046758 \text{ kg}$$

6. Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh data :

Diameter pengaduk (Da) = 5,6905 ft

Panjang pengaduk (L) = 1,4226 ft

Lebar pengaduk (W) = 1,1381 ft

Jumlah *blade* (n) = 4 buah

$W_{pengaduk} = n \times Da \times L \times W \times \rho$

$= 4 \times 5{,}6905 \times 1{,}4226 \times 1{,}1381 \times 481$

$= 17727{,}26501 \text{ lb} = 8041{,}034658 \text{ kg}$

7. Menentukan Berat *Coil* Pendingin

Dari perhitungan dimensi *coil* diperoleh data :

Diameter dalam *coil* (Di_c) = 1,0075 ft

Diameter luar *coil* (Di_c) = 1,0625 ft

Panjang *coil* (L) = 285,3765 ft

$$W_{coil} = {}^{\pi}\!/_{4} \times \left(Do_c^{\,2} - Di_c^{\,2}\right) \times L \times \rho$$

$$= {}^{3,14}\!/_{4} \times \left((1{,}0625)^2 - (1{,}0075)^2\right) \times 285{,}3765 \times 481$$

$$= 12267{,}78189 \text{ lb} = 5564{,}6293 \text{ kg}$$

8. Menentukan Berat Pendingin

$W_{larutan} = 619712 \text{ lb} = 281099{,}5 \text{ kg}$

9. Menghitung Berat Perlengkapan Lain (*Attachment*)

Berat *attachment* merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti *nozzle*, *flange*, *bolt* dan sebagainya.

$W_a = 18\ \% \times Ws$ (Brownell & Young, hal.157)[21]

$= 0{,}18 \times 5781{,}99865 = 1040{,}76$ kg

10. Menghitung Berat Total Reaktor

$W_T = W_s + W_{tutup\ atas} + W_{tutup\ bawah} + W_{larutan} + W_{poros\ pengaduk} + W_{pengaduk} + W_{coil} + W_{pendingin} + W_a$

$= 5781{,}99865 + 311{,}9333733 + 311{,}9333733 + 193338{,}496 + 190{,}6046758 + 8041{,}034658 + 5564{,}6293 + 281099{,}5 + 1040{,}76$

$= 495680{,}9$ kg

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 10% maka berat total beban reaktor adalah :

$W_{total} = (1{,}1 \times 495680{,}9$ kg$)$

$= 545249$ kg $= 1202056$ lb

B. Menentukan Kolom Penyangga

Reaktor yang dirancang nantinya akan diletakkan diluar bangunan sehingga dipengaruhi dengan adanya tekanan angin.

$$P = \frac{4 \times Pw \times (H-1))}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$ (Brownell & Young, pers. 10.76, hal.157)[21]

Dimana :

P = beban tiap kolom (lb)

P_w = total beban permukaan karena angin (lb)

V_w = kecepatan angin = 15 knot = 27,78 km/jam = 17,2617 mph

H = tinggi *vessel* dari pondasi (ft)

L = jarak antara *vessel* dengan dasar pondasi (ft)

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap *leg* (lb)

n = jumlah *support* = 4 buah

W = berat total = 1202056 lb

D_{bc} = diameter *anchor bolt circle* = 227,625 in

Dikarenakan terpengaruh oleh adanya tekanan angin, maka berlaku rumus :

$P_w = 0{,}004 \times Vw^2 \times Fs = 0{,}004 \times 17{,}2617^2 \times 1 = 1{,}1919$ lb

$H = (Ls + ha + hb) + L = 35{,}2416 + 5 \text{ ft} = 40{,}2416 \text{ ft} = 482{,}9041$ in

$L = \frac{1}{2}H + 2\frac{1}{2} = 0{,}5(40{,}2416) + 2{,}5 = 22{,}6208 \text{ ft} = 271{,}4523$ in

$$P = \frac{4 \times 1{,}1919 \times (482{,}9041 - 1))}{4 \times 271{,}4523} + \frac{1202056}{4}$$

$= 2{,}115957 \times 300514 = 635874{,}7$ lb

Untuk mendapatkan ukuran *I-Beam* didasarkan pada ukuran standard dari Brownell & Young, App. G, hal. 355[21], yaitu :

Trial *I-Beam* 5 in ukuran 5 × 3 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

Nominal size	: 5 in
Berat	: 10 lb
Area of section (Ay)	: 2,87 in^2
Depth of beam (h)	: 5 in
Width of flange (b)	: 3 in
Axis (r)	: 2,05 in

I_{1-1} : 12,1 in^4

– Menghitung *Bearing Capacity* (fc)

Dengan :

$$\frac{l}{r} = \frac{271,4496}{12,1} = 132,4158$$

Karena l/r diantara 60-200, maka :

$$fc = \frac{18000}{1 + \frac{(132,4158)^2}{18000}} = 9118,04401 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{fc eksentrik} = \frac{P(a + 0,5\,b)}{I_{1-1}/0,5b} = \frac{635874,7(1,5 + 0,5\,(3))}{12,1/0,5(3)} = 236482,3 \text{ lb/in}^2$$

fc aman = 9118,04401 – 236482,3 = 227364,3

– Luas Yang Dibutuhkan (A)

$$A = \frac{P}{fc} = \frac{635874,7}{227364,3} = 2,796772 \text{ in}^2 < Ay$$

Karena A < A yang tersedia (Ay) maka *trial I-Beam* sudah memadai.

6.7. Perancangan *Base Plate*

Perencanaan :

Base plate yang dibuat memiliki toleransi panjang sebesar 5% dan toleransi lebar sebesar 20%.

Material *base plate*	: Beton
Ketahanan *bearing* terhadap *stress* (fc)	: 600 lb/in^2 (Hesse, hal. 162)[26]
Kedalaman *beam* (h)	: 5 in
Lebar *flange* (b)	: 3 in

A. Menentukan Luas *Base Plate*

$$A_{bp} = \frac{P}{fc}$$

$$= \frac{635874,7}{600} = 1059,79113 \text{ in}^2$$

B. Menentukan Panjang dan Lebar *Base Plate*

$A_{bp} = p \times l$

Panjang *base plate*, p = 2m + 0,95h

Lebar *base plate*, l = 2n + 0,8b

Diasumsikan m = n (Hesse, hal. 163)[26]

Maka :

A_{bp} = (2m + 0,95h) × (2m + 0,8b)

1059,79113 = (2m + 0,95(5)) × (2m + 0,8(3))

1059,79113 = (2m + 4,75) × (2m + 2,4)

1059,79113 = $4m^2$ + 14,3 m + 11,4

$4m^2$ + 14,3 m – 1048,39 = 0

Dengan menggunakan rumus ABC diperoleh :

$$x_{1,2} = \frac{-14,3 \pm \sqrt{14,3^2 - [4 \times 4 \times (-1048,39)]}}{2 \times 4}$$

x_1 = 14,50032 in ; x_2 = -18,0753 in

Diambil : harga x positif = 14,50032 in

Karena m = n = 14,50032 in, maka :

Panjang *base plate* (p) = 2m + 0,95h

= (2 × 14,50032) + (0,95 × 5)

= 33,75063 in ≈ 34 in

Lebar *base plate* (l) $= 2n + 0{,}8b$

$= (2 \times 14{,}50032) + (0{,}8 \times 3)$

$= 31{,}40063 \text{ in} \approx 32 \text{ in}$

Karena nilai p > l, maka nilai p dijadikan sebagai acuan menghitung $A_{bp\ baru}$, agar $A_{bp\ baru} > A_{bp}$.

– Menghitung luas penampang *base plate* baru ($A_{bp\ baru}$)

$A_{bp\ baru} = p \times l = 34 \times 32 = 1088 \text{ in}^2$

C. Peninjauan Terhadap M dan N

Harga m atau n yang dipakai adalah yang memiliki harga terbesar.

p $= 2m + 0{,}95h$

34 $= 2m + (0{,}95 \times 5)$

m $= 14{,}625$ in

l $= 2n + 0{,}8b$

32 $= 2n + (0{,}8 \times 3)$

n $= 14{,}8$ in

Karena harga n > m maka n dijadikan sebagai acuan.

– Menghitung *Stress* Yang Harus Ditahan Oleh *Bearing* (fc')

$$fc' = \frac{P}{A_{bp\ baru}} = \frac{635874{,}7}{1088} = 584{,}44363 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

Karena fc' < fc, maka dimensi *base plate* sudah memenuhi.

D. Menentukan Tebal *Base Plate*

Diketahui :

n $= 14{,}8$ in

P $= fc' = 584{,}44363 \text{ lb/in}^2$

Maka :

$$t = \sqrt{0{,}00015 \times P \times n^2}$$

$$= \sqrt{0{,}00015 \times 584{,}44363 \times (14{,}8^2)}$$

$$= 4{,}38206 \text{ in}$$

E. Menentukan Ukuran Baut

Diketahui :

Gaya yang bekerja pada 1 *Leg* (P) = 635874,7 lb

Jumlah baut pada setiap *Leg* = 4 buah

Beban tiap baut :

$$P_{baut} = \frac{P}{n_{baut}} = \frac{635874{,}7}{4} = 158968{,}67 \text{ lb}$$

Bahan baut : *High Alloy Steel SA-193 Grade B Type 321*

Max. Allowable stress (f) : 15000 psi

$$A_{baut} = \frac{P_{baut}}{f_{baut}} = \frac{158968{,}67}{15000} = 10{,}59791 \text{ in}^2$$

$$A_{baut} = \tfrac{1}{4} \times \pi \times d_{baut}^{\ 2}$$

$$10{,}59791 = \tfrac{1}{4} \times 3{,}14 \times d_{baut}^{\ 2}$$

$$di_{baut} = 3{,}6743 \text{ in}$$

Standardisasi diameter baut dari Brownell & Young, tabel 10.4, hal. 188[21] sehingga diperoleh ukuran baut 3 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut = 3 in

Root area = 5,621 in

Bolt spacing min. (Bs) = 6 1/4 in

Min. radial distance (R) = 3 5/8 in

Edge distance (E) = 2 7/8 in

Nut dimension = 4 5/8 in

Max filled radius (r) = 15/16 in

6.8. Perancangan *Lug* dan *Gusset*

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horizontal (untuk *lug*) dan 2 buah plat vertikal (untuk *gusset*).

Tipe : *Double Gusset Plate*

Bahan : *High Alloy Steel SA-193 Grade B8t Type 321*

Max allowable stress (f) : 15000 psia

μ_{steel} : 0,3

– Menghitung Tebal Horizontal *Plate* (thp)

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{allowable}}}$$ (Brownell & Young, pers. 10.41, hal. 193)[21]

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times \left((1+\mu) \times \ln \frac{2 \times 1}{\pi} + (1-\gamma_1) \right)$$ (Brownell & Young, pers. 10.41, hal. 192)[21]

– Menentukan *Gusset Spacing* (b')

Diketahui :

Lebar *flange* (b) = 3 in

d_{baut} = 3 in

b' = b + (2 × d_{baut})

= 3 + (2 × 3) = 9 in

– Menentukan Panjang *Lug* (l) Dengan Konstanta γ_1

Diketahui :

$l = b_{I\text{-}Beam}$ = lebar *flange* = 3 in

$$\frac{b'}{l} = \frac{9}{3} = 3$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.6, hal. 192[21] diperoleh :

$\gamma_1 = 0{,}042$

– Menentukan Radius (e)

Diketahui :

Tebal silinder reaktor = 3/16 in

$e = ½\ t_S + 1½ + ½\ b_{I\text{-}Beam} = 3{,}09375$

Sehingga dapat dihitung :

$$M_y = \frac{P}{\pi} \times \left((1+\mu) \times \ln \frac{2 \times 1}{\pi} + (1-\gamma_1) \right)$$

$$= \frac{635874{,}7}{3{,}14} \times \left((1+0{,}33) \times \ln \frac{2 \times 1}{3{,}14} + (1-,0{,}42) \right) = 75252{,}26 \text{ in/lb}$$

Maka :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{allowable}}}$$

$$= \sqrt{\frac{6 \times 75252{,}26}{15000}} = 5{,}48643 \text{ in}$$

– Menghitung Tebal *Gusset* (t_g)

$$t_g = \frac{3}{8} \times thp$$ (Brownell & Young, pers. 10.47, hal. 194)[21]

$= \frac{3}{8} \times 5{,}48643 = 2{,}057411$ in

– Menghitung Tinggi *Gusset* (h_g)

h_g = A + ukuran baut

Dimana A = lebar *lug* = ukuran baut + 9 in = 3 in + 9 in = 12 in

Maka :

h_g = A + ukuran baut = 12 in + 3 in = 15 in

– Menghitung Tinggi *Lug* (h)

h = h_g + 2thp = 15 + 2(5,48643) = 25,97286 in

6.9. Perancangan Pondasi

Dasar perhitungan :

– Beban Tiap Kolom (W)

W = P = 635874,7 lb

– Menghitung Beban *Base Plate* (W_{bp})

$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$

Dimana :

p = panjang *base plate* = 34 in = 2,833305 ft

l = lebar *base plate* = 32 in = 2,66664 ft

t = tebal *base plate* = 4,38206 in = 0,365168 ft

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 481 lb/ft^3

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$

$= 2{,}833305 \times 2{,}66664 \times 0{,}365168 \times 481 = 1327{,}076$ lb

– Menghitung Beban Kolom Penyangga

$W_p = L \times A \times F \times \rho$

Dimana :

L : tinggi kolom = 5 in = 0,416667 ft

A : luas kolom *I-Beam* = 2,796722 in^2 = 0,019421 ft^2

F : faktor koreksi = 1

ρ : densitas dari bahan konstruksi = 481 lb/ft^3

Maka beban tiap penyangga:

$W_p = L \times A \times F \times \rho$

$= 0{,}416667 \times 0{,}019421 \times 1 \times 481 = 3{,}892349$ lb

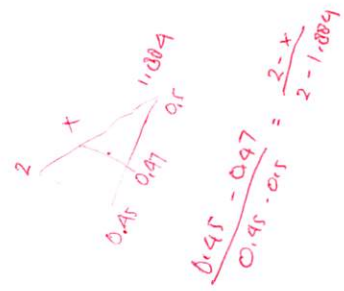
– Menghitung Berat Total Dari Reaktor Dan *Support*

$W_T = W + W_{bp} + W_p$

$= 635874{,}7 + 1327{,}076 + 3{,}892349 = 637205{,}6$ lb

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom. Untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut adalah :

- Luas pondasi atas = 96 × 96 in
- Luas pondasi bawah = 110 × 110 in
- Tinggi = 96 in



Luas pondasi rata-rata (A) = $\left(\frac{96 \times 96}{2}\right) + \left(\frac{110 \times 110}{2}\right)$

$= 10658\ in^2$

Volume pondasi (V) = A × H

$= 10658\ in^2 \times 96\ in = 1023168\ in^3 = 592{,}0931\ ft^3$

Bahan konstruksi pondasi : semen-batu-pasir

Densitas : 137 lb/ft^3 (Perry's, tabel 2-118)[16]

Berat pondasi (W) = V × ρ

= 592,0931 × 137

= 81116,75 lb = 36794,32 kg

– Menghitung Tekanan Tanah

Pondasi didirikan diatas semen *sand* dan *gravel*, dengan:

- *Save bearing power minimum* = 5 ton/ft^2
- *Save bearing power maximum* = 10 ton/ft^2 (Hesse, tabel 12.2, hal. 327)[26]

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

P = 10 ton/ft^2 = 22046 lb/ft^2

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

W = berat beban total + berat pondasi

A = luas bawah pondasi

Sehingga :

$$P = \frac{W}{A}$$

$$= \frac{637205,6 + 81116,75}{12100} = 59,36549 \text{ lb/in}^2 = 8548,804 \text{ lb/ft}^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran luas atas

sebesar (96 × 96) in dan ukuran luas bawah sebesar (110 × 110) in dengan tinggi pondasi sebesar 96 in dapat digunakan.

Spesifikasi Reaktor :

Nama alat : Fermentor (R-110)

Fungsi : Tempat fermentasi glukosa menjadi etanol

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah *standar dished head*

Kapasitas : 193338,496 kg/jam

Dimensi Perancangan :

1. Bagian Silinder
   - Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
   - Diameter dalam : 227,625 in
   - Diameter luar : 228 in
   - Tinggi silinder : 341,4375 in
   - Tebal silinder : 3/16 in
   - Tebal tutup atas : 3/16 in
   - Tebal tutup bawah : 3/16 in
   - Tinggi reaktor : 422,9034 in
2. Pengaduk
   - Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
   - Jenis pengaduk : *Four Blade Paddle*
   - Diameter *impeller* : 68,2875 in
   - Tinggi *impeller* : 75,875 in

- Lebar *impeller* : 13,6575 in
- Panjang *impeller* : 17,07185 in
- Lebar *baffle* : 22,7625 in
- Daya pengaduk : 4 hp

3. *Coil* Pendingin
   - Diameter dalam : 12,09 in
   - Diameter luar : 12,75 in
   - Jumlah lilitan : 6 lilitan
   - Tinggi lilitan : 152,5 in
4. *Nozzle*
   a. *Nozzle* Untuk Pemasukan Bahan Dari Tangki Sterilisasi
      - Ukuran NPS : 10 in
      - *Schedule* : 40
      - Diameter dalam : 10,02 in
   b. *Nozzle* Untuk Pemasukan Bahan Dari Tangki Starter
      - Ukuran NPS : 2,5 in
      - *Schedule* : 40
      - Diameter dalam : 2,469 in
   c. *Nozzle* Untuk Pemasukan Bahan Baku H_2SO_4
      - Ukuran NPS : 1/8 in
      - *Schedule* : 40
      - Diameter dalam : 0,269 in
   d. *Nozzle* Untuk Pemasukan Bahan Baku *Antifoam*

- Ukuran NPS : 1/8 in
- *Schedule* : 40
- Diameter dalam : 0,269 in

e. *Nozzle* Untuk Pengeluaran Gas Buang

- Ukuran NPS : 3 in
- *Schedule* : 40
- Diameter dalam : 3,068 in

f. *Nozzle* Untuk *Man Hole*

- Ukuran NPS : 20 in
- *Schedule* : 20
- Diameter dalam : 19,25 in

g. *Nozzle* Untuk Pemasukan Dan Pengeluaran Pendingin

- Ukuran NPS : 12 in
- *Schedule* : 30
- Diameter dalam : 12,09

h. *Nozzle* Untuk Pengeluaran Produk

- Ukuran NPS : 10 in
- *Schedule* : 40
- Diameter dalam : 10,02 in

5. Gasket

- Bahan konstruksi : *Flat Metal, Jacketed, Asbestos Filled (Stainless Steel)*
- *Gasket factor* : 3,75

- Lebar *gasket* : 3/16 in

6. *Bolting*

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Ukuran baut : 3 in
- Jumlah baut : 12 buah
- *Bolt spacing* : 6 ¼ in

7. *Flange*

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 167 Grade 10 Type 310*
- *Allowable stress* : 18750
- Tebal *flange* : 5,723 in

8. Bagian Penyangga

a. Sistem Penyangga

- Jenis : *I-Beam*
- Panjang : 271,4523
- Jumlah : 4 buah
- Ukuran : 5 in
- Berat : 10 lb
- *Area of Section* : 2,87 in
- *Depth of Beam* : 5 in
- *Width of Flange* : 3 in

b. *Lug* dan *Gusset*

- Tebal *lug* : 5,4864 in
- Tebal *gusset* : 2,0574 in

- Lebar : 12 in
- Tinggi *lug* : 25,9728 in
- Tinggi *gusset* : 15 in

c. *Base Plate*

- Bahan : Beton
- Panjang : 34 in
- Lebar : 32 in
- Tebal : 4,382 in
- Ukuran baut : 3 in
- Jumlah baut : 4 buah

9. Bagian Pondasi

- Bahan : *Cement, sand and Gravel*
- Luas pondasi atas : 96 × 96 in
- Luas pondasi bawah : 110 × 110 in
- Tinggi : 96 in

6.2. KOLOM DESTILASI II (Gustian Ardi 05.14.033)

Nama Alat : Kolom Distilasi

Kode Alat : D - 220

Type : *Sieve Tray*

Fungsi : Memisahkan C_2H_5OH dengan H_2O

Prinsip kerja :

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada *skirt support* dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom dan memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang *tray* yang terdispersi oleh liquida yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquid diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Kondisi operasi kolom distilasi :

a. Suhu operasi : 84.91 °C

b. Tekanan operasi : 1 atm

c. Waktu operasi : 1 jam

Dari data neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B, diketahui :

1. Feed masuk

   Rate = 7388.436612 kg/jam

   Temperatur = 81,16 °C = 358,06 K

2. Destilat

   Rate = 6675.45703 kg/jam

Temperatur = 78,83 °C = 355,09 K

3. Bottom

Rate = 712.9795 kg/jam

Temperatur = 92,56 °C = 369,9 K

Tahap Perancangan:

1. Perancangan Kolom Distilasi
   a. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
   b. Ukuran diameter kolom
   c. Jarak antara tray (*tray spacing*)
   d. Konstruksi *detail tray*
2. Perencanaan *nozzle*
   a. *Nozzle* untuk bahan masuk
   b. *Nozzle* untuk top kolom
   c. *Nozzle* untuk refluks kondensor
   d. *Nozzle* untuk bottom kolom
   e. *Nozzle* untuk uap reboiler
3. Perencanaan mekanis, meliputi :
   a. Perancangan *gasket*
   b. Perancangan *bolting*
   c. Perancangan *flange*
4. Perencanaan *skirt support* dan pondasi

Perhitungan :

6.1. Perancangan Kolom Distilasi

A. Menentukan Jumlah Plate

Dari Appendiks A Neraca Massa diketahui :

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	Xf	F (kg/jam)	Xd	D (kg/jam)	Xb	B (kg/jam)
C_2H_5OH	0,77102	6619,6692	0,88137	6341,6841	0,19993	277,9851
H_2O	0,22897	768,7673	0,11862	333,7728	0,80006	434,9944
Total	1,0000	7388,4366	1,0000	6675,45703	1,0000	712,97958

Dari Appendiks B Neraca Panas diketahui :

Data Dew Point Untuk Distilat (D) :

Komponen	yid	Ki	αi
C_2H_5OH	0,88137	1,15164	2,27833
H_2O	0,11862	0,50547	1,0000
Total	1,0000	1,65711	3,27833

Data Bubble Point Untuk Bottom (B) :

Komponen	xib	Ki	αi
C_2H_5OH	0.19993	1.79789	2,2462
H_2O	0.80006	0.80039	1,0000
Total	1,0000	2.5982	3.2462

$$Rmin = 0.0210$$

$$\frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{0,0210}{0,0210+1}$$

$$= 0,0205$$

$$R = 1,5 \times Rmin$$

$$= 0,0315$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,0315}{0,0315+1}$$

$$= 0,0305$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{Nmin}{N} = 0,15$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 688)

Penentuan jumlah plate minimum (Nmin) digunakan metode Fenske, dimana :

α_{LD} = 2,27833

α_{LW} = 2,2462

X_{LD} = 0,88137

X_{LW} = 0,19993

X_{HD} = 0,11862

X_{HW} = 0,80006

$$\alpha_{L,av} = (\alpha_{LD} \times \alpha_{LW})^{1/2}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 683)

$$= (2,27833 \times 2,2462)^{1/2}$$

$= 2{,}2622$

$$Nm = \frac{\log\left[\left(x_{LD}.D/x_{HD}.D\right)\left(x_{HW}.W/x_{LW}.W\right)\right]}{\log\left(\alpha_{L,av}\right)}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 683)

$= 4{,}15 \approx 5$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliand Correlation* antara plate aktual dengan refluk minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$\frac{N - Nmin}{N+1} = \frac{Nmin}{N}$$

$$\frac{N - Nmin}{N+1} = 0{,}15$$

$$N - Nmin = 0{,}15\ (N + 1)$$

$$N = 6{,}05 \approx 7 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate aktual adalah 7 buah

B. Menentukan Letak Umpan Masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's*, dimana :

$X_{LF} = 0{,}77102$

$X_{HF} = 0{,}22897$

$X_{LW} = 0{,}19993$

$X_{HD} = 0{,}11862$

$D = 6675{,}45703$ kg/jam

$W = 712{,}97958$ kg/jam

$$\text{Log}\ \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}}\right) \times \frac{W}{D} \times \left(\frac{X_{LW}}{X_{HD}}\right)^2\right]$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, per. 11-7-21, hal. 687)

$$\text{Log}\ \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{0{,}22897}{0{,}77102}\right) \times \frac{712{,}97958}{6675{,}45703} \times \left(\frac{0{,}19993}{0{,}11862}\right)^2\right]$$

$$\text{Log}\ \frac{Ne}{Ns} = -0.2154$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0{,}6089$$

$$Ne = 0{,}6089\ Ns \quad \text{.....} (1)$$

$$Ne + Ns = 7$$

$$Ne = 7 - Ns \quad \text{.....} (2)$$

Substitusikan pers. (2) ke pers. (1) :

$$0{,}6089\ Ns = (7 - Ns)$$

$$Ns = 4{,}35 \approx 5$$

Jadi feed masuk pada plate ke -5 dari atas.

C. Menentukan Distribusi Beban Massa pada Kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= (0{,}0315 + 1) \times 137{,}6554 \text{ kmol/jam}$$

$$= 141{,}9950 \text{ kmol/jam}$$

Aliran liquida keluar kondensor (L)

$$L = R \times D$$

= 0,0315 × 137,6554 kmol/jam

= 4,3396 kmol/jam

Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = V + F (q – 1)

= 141,995 + 186,3624 (1-1)

= 141,9950 kmol/jam

Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = Lo + (q × F)

= 4,3396 + (1 × 186,3624)

= 190,7020 kmol/jam

Enriching

V = 141,9950 kmol/jam = 313,0401 lbmol/jam

L = 4,3396 kmol/jam = 9,5670 lbmol/jam

Exhausting (Stripping)

V' = 141,9950 kmol/jam = 313,0401 lbmol/jam

L' = 190,7020 kmol/jam = 420,4188 lbmol/jam

Menentukan BM Campuran

Komponen	X_F	X_D	X_B	Y_F	Y_D	Y_B	BM
C_2H_5OH	0,77102	0,88137	0,19993	0,8846	0,94434	0,35952	46,0692
H_2O	0,22897	0,11862	0,80006	0,1153	0,05565	0,64047	18,0153
Total	**1**	**1**	**1**	**1**	**1**	**1**	64,0845

Enriching

- Bagian atas :

BM liquida = (X_D C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (X_D H_2O × BM H_2O)

= 42,7409 lb/lbmol

BM uap = (Y_D C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (Y_D H_2O × BM H_2O)

= 44,5075 lb/lbmol

- Bagian bawah :

BM liquida = (X_F C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (X_F H_2O × BM H_2O)

= 39,6452 lb/lbmol

BM uap = (Y_F C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (Y_F H_2O × BM H_2O)

= 42,8299 lb/lbmol

Exhausting

- Bagian atas :

BM liquida = (X_F C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (X_F H_2O × BM H_2O)

= 39,6452 lb/lbmol

BM uap = (Y_F C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (Y_F H_2O × BM H_2O)

= 42,8299 lb/lbmol

- Bagian bawah :

BM liquida = (X_B C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (X_B H_2O × BM H_2O)

= 23,6239 lb/lbmol

BM uap = (Y_B C_2H_5OH × BM C_2H_5OH) + (Y_B H_2O × BM H_2O)

= 28,1010 lb/lbmol

Perhitungan Beban Destilasi

	Uap			Liquida		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
Enriching						
Atas	313,0401	44,5075	13932,6	9,5670	42,7409	408,902
Bawah	313,0401	42,8299	13407,5	9,5670	39,6452	379,286
Exhausting						
Atas	313,0401	42,8299	13407,5	420,4188	39,6452	16667,6
Bawah	313,0401	28,1010	8796,74	420,4188	23,6239	9931,93

Perhitungan beban destilasi terletak pada *Exhausting* bagian atas

L = 16667,6 lb/jam BM = 39,6452

V = 13407,5 lb/jam BM = 42,8299

Perhitungan densitas campuran :

Densitas uap pada suhu 81,94 °C, diketahui :

T_0 = 273,15 K

T_1 = 81,94 °C = 355,09 K

V_0 = 359 ft^3 (volume udara dalam keadaan standard)

P_0 = 1 atm

T_1 = 1 atm

$$\rho v = \frac{BM \times T_o \times P_1}{V_o \times T_1 \times P_o}$$

$$= \frac{42{,}8299 \times 273{,}15 \times 1}{359 \times 355{,}09 \times 1}$$

$$= 0{,}1489 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas liquida pada suhu 84,91 °C, diketahui :

Komponen	massa (kg/jam)	massa (lb/jam)	ρ (g/cm³)	ρ (lb/ft³)
C_2H_5OH	6619,669	14593,8720	0,9440	58,9339
H_2O	768,767	1694,8411	0,9971	62,2490
Total	**7388,436**	**16288,7231**	**4,3829**	**273,6244**

$$\rho_L = \frac{\text{massa total}}{\Sigma(\text{massa komponen/densitas komponen})}$$

$$= 59{,}2623 \text{ lb/ft}^3$$

D. Menentukan Surface Tension Bahan (σ)

$$\sigma = \left\{\frac{[P]}{1000}(\rho_L - \rho_G)\right\}^4$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 7, pers. 2-168, hal. 2-372)

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	[P]
C2H5OH	90,8
H2O	50,8
Total	**141,6**

Surface tension pada bahan (σ) = $\left\{\frac{[P]}{1000}(\rho_L - \rho_G)\right\}^4$

= 1,63 dyne/cm

E. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

L = 16667,6 lb/jam ρ_L = 59,2623 lb/ft^3

V = 4893,7157 lb/jam ρ_V = 0,1489 lb/ft^3

1. Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$G = C\sqrt{\rho_V(\rho_L - \rho_V)}$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, hal. 56)

$$d = 1{,}13\sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

Misalkan Lw/d = 60%, diperoleh nilai Ad sebesar 5%At (Ludwig, Fig.8-48, hal. 77)

Harga shell = π.d.(T/12) × h_1 (h_1 = \$ 2,8/ft^2)

Harga tray = (1 – 0,05).π/4.d^2 × h_2 (h_2 = \$ 0,79/ft^2)

Harga *downcomer* = 0,6.T/12 ×h_3 (h_3 = \$ 0,5/ft^2)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + Harga Downcomer

Dari Gambar 8-38. Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada σ 1,63 dyne/cm, sehingga didapatkan tabel seperti dibawah ini untuk T antara 12 – 36 inch :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T (in)	C	G	d	Harga (T/ft2)			Total
				Shell	Tray	Downcomer	
10	30	88,7458	8,3912	61,4795	41,4828	0,2500	103,2123
12	80	236,6553	5,1385	45,1780	15,5561	0,3000	61,0341
15	175	517,6836	3,4743	38,1824	7,1113	0,3750	45,6688
18	**245**	**724,7570**	**2,9363**	**38,7240**	**5,0795**	**0,4500**	**44,2536**
20	275	813,5027	2,7715	40,6120	4,5254	0,5000	45,6374
24	335	990,9943	2,5111	44,1550	3,7149	0,6000	48,4699
30	385	1138,9038	2,3424	51,4851	3,2324	0,7500	55,4676
36	420	1242,4406	2,2426	59,1519	2,9631	0,9000	63,0150

Diambil T = 18 in dengan d = 2,9363 ft = 35,236 in, karena mempunyai harga yang paling murah.

2. *Menentukan type aliran*

$$L = \frac{16667{,}6 \text{ lb/jam}}{59{,}2632 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{7{,}48 \text{ gal/ft}^3}{60 \text{ menit}} = 35{,}0621 \text{ gpm}$$

Dengan kecepatan aliran sebesar 35,0621 gpm dan d = 2,9363 ft, dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "***Cross Flow***".

3. *Pengecekan terhadap liquid head (hd)*

$Q_L max = 1{,}3 \times L = 1{,}3 \times 35{,}0621$ gpm $= 45{,}5807$ gpm

$Q_L min = 0{,}7 \times L = 0{,}7 \times 35{,}0621$ gpm $= 24{,}5434$ gpm

$$how_{max} = \left[\frac{Qmax}{2{,}98\ Lw}\right]^{2/3}$$

T (sec)	C	q_1	λ	(Range: [illegible])			[illegible]
				[illegible]	[illegible]	[illegible]	
10	20	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
12	80	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	0.0000	[illegible]
14	174	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
16	245	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
20	375	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
24	375	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	0.0000	[illegible]
30	365	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
36	420	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Dynamic T = 18 in degrees = [illegible] ft = 75.2 km in Lanzou earthquake design spectrum, rocking mode.

1. Maximum overturning moment

$$\frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

Torque becomes zero when [illegible] gives $\lambda = [illegible]$ ft, or [illegible] ft.

Eq. 2.2 formula [illegible] overturning but the type where "Zero Point"

2. Progress for rocking to [illegible]

$$Q_{[illegible]} = [illegible] = [illegible] \text{ gpm} = [illegible] \text{ gpm}$$

$$Q_{[illegible]} = [illegible] = [illegible] = [illegible] \text{ gpm} = [illegible] \text{ gpm}$$

$$\text{flow} = \left[\frac{[illegible]}{[illegible]}\right]$$

$$how_{min} = \left[\frac{Qmin}{2{,}98\,Lw}\right]^{2/3}$$

hw = 1,5 – 3,5 in

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

Untuk d = 2,9363 ft = 35,236 in, T = 18 in, Sieve Tray dan Cross Flow :

Lw/d	**0,55**	0,60	0,65	0,70	0,75	0,80
Lw (in)	**19,3796**	21,1414	22,9032	24,6650	26,4268	28,1886
How max (in)	**0,9292**	0,8768	0,8312	0,7912	0,7556	0,7238
How min (in)	**0,6150**	0,5803	0,5502	0,5236	0,5001	0,4790
hw (in)	**1,5**	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max (in)	**2,4292**	2,3768	2,3312	2,2912	2,2556	2,2238
hl min (in)	**2,1150**	2,0803	2,0502	2,0236	2,0001	1,9790

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 55 %, dengan Lw = 19,3796 in

hw – hc = ¼ in

hc = (1,5 – ¼) in

= 1,25 in

Ac = Lw × hc

= 19,3796 in × 1,25 in

= 24,2245 in^2

Ad = 4 % At

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 77)

$= 4\% \times \pi/4.d^2 = 0{,}2707\ ft^2$

Mencari harga Ac :

Ac pada hc = 1,5 in sehingga hc = 1,25 in →

$$Ac = \frac{hc.Lw}{144} = \frac{1{,}25 \times 19{,}3796}{144} = 0{,}1682\ ft^2$$

Ac pada hc = 3,5 in sehingga hc = 3,25 in →

$$Ac = \frac{hc.Lw}{144} = \frac{3{,}25 \times 19{,}3796}{144} = 0{,}4374\ ft^2$$

Ap = 0,1682 ft^2 (harga terkecil dari Ac dan Ad)

$$hd = 0{,}03 \left[\frac{Q_L max}{100 \times Ap}\right]^2$$

$$= 0{,}03 \left[\frac{51{,}7253}{100 \times 0{,}1682}\right]^2$$

hd = 0,2836 in < 1 in (memenuhi)

4. *Pengecekan harga tray spacing (T)*

Untuk Lw/d sebesar 55 %, didapatkan :

Wd = 8,5% × d

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 77)

= 2,9951 in

r = ½ d = ½ × 2,9363 ft = 1,4682 ft

Ws = 3 in (luas daerah penenang / calming zone)

$$x = r - \frac{Wd + Ws}{12}$$

$$= 1{,}4682 - \frac{2{,}9951 + 3}{12}$$

$$= 0{,}9686 \text{ ft}$$

$$Aa = 2\left(x\sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1}\frac{x}{r}\right)$$

$$= 5{,}2431 \text{ ft}^2$$

Susunan lubang adalah segitiga

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0{,}9065}{n^2}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft2)	**5,2431**	5,2431	5,2431	5,2431	5,2431
Ao (ft2)	**0,7605**	0,5281	0,3880	0,2971	0,2347

Untuk Lw/d sebesar 55 %, maka Ad = 4 %.At

$V = 4893{,}7157$ lb/jam = $29{,}1709 \text{ ft}^3/\text{dt}$

$Vmax = 1{,}3 \times V = 1{,}3 \times 29{,}1709 = 37{,}9222 \text{ ft}^3/\text{dt}$

$Vmin = 0{,}7 \times V = 0{,}7 \times 29{,}1709 = 20{,}4197 \text{ ft}^3/\text{dt}$

Untuk n = 2,5 maka :

$$Uo\ max = \frac{Vmax}{Ao}$$

$$= \frac{37{,}9222}{0{,}7605} = 49{,}8675 \text{ ft}$$

$$Ac = At - Ad$$

$$= (\tfrac{1}{4}.\pi.d^2) - (4\%.At)$$

$$= (0{,}25 \times 3{,}14 \times 2{,}9363^2) - 0{,}2707$$

$$= 6{,}4975\ ft^2$$

$$Hp = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 + \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$$= 2{,}2714\ in$$

$$hr = \frac{31{,}2}{\rho_L} = \frac{31{,}2}{58{,}9339} = 0{,}5294\ in$$

$$hl = how + hw = 2{,}4292\ in$$

$$ht = hp + hr + hl$$

$$= 5{,}23\ in$$

$$hb = ht + hl + hd$$

$$= 7{,}9428\ in$$

Pengecekan nilai : $\dfrac{hb}{T + hw}$

$$\frac{hb}{T + hw} \leq 0{,}5$$

$$\frac{7{,}9428}{18 + 1{,}5} \leq 0{,}5$$

$$0{,}4073 \leq 0{,}5 \text{ (memenuhi)}$$

5. *Stabilitas Tray dan Weeping*

$$Uo_{min} = \frac{Vmin}{Ao} = \frac{20,4197}{0,7605} = 26,8517 \text{ ft/dt}$$

$$hpm = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1,14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0,4\left(1,25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$$= 0,6586 \text{ in}$$

$$hpw = 0,2 + 0,05 \text{ hl}$$

$$= 0,2 + 0,05\ (2,4292)$$

$$= 0,3215 \text{ in}$$

Karena hpm > hpw maka tray sudah stabil untuk n = 2,5

6. *Pengecekan pada Entrainment*

Syarat tidak terjadi entrainment : $\frac{p_o}{p} \geq 1$, dimana $p_o = 0,1$

$$Uc = \frac{V}{Ac} = \frac{29,1709}{6,4975} = 3,2884 \text{ ft/s}$$

$$Tc = T - 2,5 \text{ hl} = 18 - 2,5(2,4292) = 11,9271 \text{ in}$$

Sehingga :

$$p = 0,22\left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3,2} = 0,0998$$

$$\frac{p_o}{p} = \frac{0,1}{0,0998} = 1,002 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat/tidak terjadi entrainment)}$$

7. *Pelepasan uap dalam Downcomer*

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $\frac{wl}{wd} \leq 0,6$ in

$wl = 0{,}8 \times \sqrt{how(T + hw + hb)} = 1{,}7904$ in

wd = 8,5%d (8,5% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 55 %)

= 2,9951 in

$$\frac{wl}{wd} = \frac{1{,}7904}{2{,}9951} = 0{,}5978 < 0{,}6 \text{ (memadai)}$$

8. *Menentukan Dimensi Kolom*

a. Menentukan Tinggi Kolom

Jumlah tray aktual = 7 tray

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 9 tray

Jarak antar tray (T) = 18 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 4 ft = 48 in

* tinggi ruang liquid = 6 ft = 72 in

Tinggi shell = (T × jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquid

= (18 × 9) + 48 + 72 = 147 in

d_i kolom distilasi = 35,2361 in = 2,9363 ft

b. Menentukan tinggi larutan di dalam kolom

Umpan masuk = 6380,5471 kg/jam = 14066,5542 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 1 jam :

$$V_{liquid} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{14066{,}5542 \text{ lb/jam}}{58{,}9339 \text{ ft}^3/\text{lb}} = 238{,}6834 \text{ ft}^3$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

V tutup = 0,0847 di^3 = 2,1443 ft^3

Tinggi tutup (La = Lb) = 0,169 di = 0,4962 ft = 5,9549 in

Tinggi tangki total = La + Lb + Ls

= 5,9549 + 5,9549 + 696

= 707,9098 in = 58,9919 ft = 17,9809 m

hl = 34,9486 ft

$P_{operasi}$ = 1 atm = 14,7 psi

P_{design} = $_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$

$$= 14{,}7 + \frac{\rho_L(hl-1)}{144}$$

$$= 14{,}7 + \frac{58{,}9339\,(34{,}9486-1)}{144}$$

= 29,0032 psia = 29,0032 lbf/in^2

c. Menentukan tebal tangki (ts)

Berdasarkan Brownell & Young Appendiks D hal. 342, bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 240 grade M tipe 316 dengan asumsi tebal shell sebesar 3/16 in = 0,1875 in

l = T = 18 in

Suhu operasi = 149,39 °C = 300,90 °F

$$l/do = \frac{l}{(d \times 12) + 0{,}1875}$$

$$= \frac{18}{(2{,}9363 \times 12) + 0{,}1875}$$

$$= 0{,}5081$$

$$do/t = \frac{2{,}9363 \times 12}{0{,}1875}$$

$$= 187{,}9237$$

Dari gambar 8.8 hal.147 Brownell & Young diperoleh :

B = 12000

$$P\ allow = \frac{B}{do/t} = \frac{12000}{187{,}9237} = 63{,}8557\ psi > 15\ psi\ (memenuhi)$$

Diketahui nilai f adalah sebesar 17900 lb/in^2 dan untuk double welded butt joint, maka nilai efisiensinya adalah 80%. Maka untuk faktor korosi (C) sebesar 1/16 nilai ts adalah :

$$ts = \frac{Pi \times di}{2(f \times E - 0{,}6 \times Pi)} + C$$

$$= \frac{63{,}8557 \times 35{,}2361}{2(17900 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 638557)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}1413\ in \approx 3/16\ in$$

Jadi tebal shell (ts) = 3/16 in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts = 35,6111 in ≈ 36 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 89 diperoleh :

do = 36 in

r = 36 in

maka : di baru = do – 2 ts

= 35,6250 in = 2,9688 ft

d. Menentukan tebal tutup standar dishead (th)

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished (tha = thb)

Syarat : r = do = 36 in

Dari Appendiks D hal. 342 Brownell & Young dapat diketahui :

f = 17900 lb/in^2

sehingga :

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times di}{(f \times E - 0,1 \times Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 63,8557 \times 35,625}{(17900 \times 0,80 - 0,1 \times 63,8557)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,2032 \text{ in} \approx 4/16 \text{ in}$$

6.2. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

1. Nozzle feed masuk
2. Nozzle top kolom
3. Nozzle refluks kondensor
4. Nozzle bottom kolom
5. Nozzle uap reboiler

Berikut ini adalah perhitungan untuk masing-masing nozzle:

1. *Nozzle feed masuk (A)*

Rate = 6675.45703 kg/jam = 14716,8635 lb/jam

ρ_L = 59.2623 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{14716{,}8635 \text{ lb/jam}}{59{,}2623 \text{ lb/ft}^3}$$

= 248.334 ft^3/jam = 0,0689 ft^3/dt

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal = $3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

= 1,98 in ≈ 2 in

Dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 2 in sch 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

A = 1,074 in^2

2. *Nozzle top kolom (B)*

Rate = 6675.45703 kg/jam = 14716,8635 lb/jam

ρ_V = 0,1489 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_V} = \frac{14716{,}8635 \text{ lb/jam}}{0{,}1489 \text{ lb/ft}^3}$$

= 98837,2296 ft^3/jam = 27,4547 ft^3/dt

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal = $3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 13{,}15 \text{ in} \approx 13{,}25 \text{ in}$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 14 in sch 30

OD = 14 in

ID = 13,25 in

A = 1,074 in^2

3. *Nozzle refluks kondensor (C)*

Rate = 30,3574 kg/jam = 66,9258 lb/jam

ρ_V = 0,1489 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_V} = \frac{66{,}9258 \text{ lb/jam}}{0{,}1489 \text{ lb/ft}^3}$$

$= 449{,}5812 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0{,}1249 \text{ ft}^3\text{/dt}$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 1{,}19 \text{ in} \approx 1{,}25 \text{ in}$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 1,25 in sch 40

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

A = 0,688 in^2

4. *Nozzle bottom kolom (D)*

Rate = 712.9795 kg/jam = 1571,8507 lb/jam

ρ_L = 59,2623 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_V} = \frac{1571,8507 \text{ lb/jam}}{59,2623 \text{ lb/ft}^3}$$

= 26,5236 ft^3/jam = 0,00736 ft^3/dt

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal = $3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

= 0,72 in ≈ 3/4 in

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 3/4 in sch 40

OD = 1,05 in

ID = 0,82 in

A = 1,074 in^2

5. *Nozzle uap reboiler (E)*

Rate = 30,3574 kg/jam = 66,9258 lb/jam

ρ_V = 0,1489 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_V} = \frac{66,9258 \text{ lb/jam}}{0,1489 \text{ lb/ft}^3}$$

= 449,5812 ft^3/jam = 0,1249 ft^3/dt

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal = $3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

= 1,19 in ≈ 1,25 in

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 1,25 in sch 40

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

A = 0,688 in^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih *flange standart type welding neck* dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
B	14	21	1 3/8	16 1/4	15 3/4	14,00	5	13,35
C	1 ¼	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	2	2 1/4	1,38
D	¾	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
E	1 ¼	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	2	2 1/4	1,38

Keterangan :

NPS : Ukuran nominal pipa

A : Diameter luar flange, in

T : Tebal minimal flange, in

R : Diameter luar bagian yang menonjol, in

E : Diameter hubungan pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

PETA MADIUN - JAWA TIMUR

INDONESIA

JAWA TIMUR

MADIUN

Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Bioetanol

6.3. Perancangan Mekanis

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

1. *Flange*

Bahan	:	*High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304*
Tensile stress minimum	:	75.000
Allowable stress	:	17000 lb/in^2
Type flange	:	Ring Flange Loose Type

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

2. *Bolting*

Bahan	:	*High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304*
Tensile stress minimum	:	75.000
Allowable stress	:	15000 lb/in^2

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

3. *Gasket*

Bahan	:	*Solid Flat Metal Iron*
Gasket faktor (m)	:	5,5
Minimum design seating stress (Y)	:	18.000

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, gambar 12.11, hal. 228)

1. Menentukan Lebar Gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young* pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}} = \sqrt{\frac{18000 - (29{,}0032 \times 5{,}5)}{18000 - 29{,}0032(5{,}5+1)}} = 1{,}0008$$

di gasket = OD shell = 36 in

do gasket = 36,0293 in

$$\text{Lebar gasket minimum (N)} = \frac{(do - di)}{2}$$

$$= \frac{(36{,}0293 - 36)}{2} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0{,}2344}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) = do + lebar gasket

= 36 + 0,0625 = 36,0625 in

2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut

* *Perhitungan beban baut*

a. Beban supaya gasket tidak bocor (H_Y)

$Wm_2 = H_Y = b.\pi.G.y$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.88, hal. 240)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar *seating gasket* bawah :

$$bo = \frac{N}{2} = \frac{1/16}{2} = 0{,}0313 \text{ in}$$

untuk bo < 1/4 , b = bo = 1/32 = 0,0313 in

sehingga :

$H_Y = Wm_2 = 0{,}0313 \times 3{,}14 \times 36{,}0625 \times 18.000 = 63695{,}3906$ lb

b. Beban tanpa tekanan (Hp)

$Hp = 2.b.\pi.G.m.p$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.90, hal. 240)

$= 2 \times 0{,}0313 \times 3{,}14 \times 36{,}0625 \times 5{,}5 \times 29{,}0032$

$= 1128{,}9482$ lb

c. Beban baut karena *internal pressure* (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.89, hal. 240)

$$= \frac{3{,}14 \times 36{,}0625^2 \times 29{,}0032}{4}$$

$= 29609{,}2335$ lb

d. Total berat pada kondisi operasi

$Wm_1 = H + Hp = 30738{,}1817$ lb

Karena $Wm_2 > Wm_1$, maka yang mengontrol adalah Wm_2

* *Perhitungan luas bolting minimum area*

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$Am = \frac{Wm_2}{fb} = \frac{63695{,}3906}{15000} = 4{,}2464 \text{ in}$$

* *Perhitungan bolt minimum*

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

Ukuran baut = 1/2 in

Root area = 0,126 in^2

Maka jumlah bolting minimum =

$$\frac{Am}{\text{Root area}} = \frac{4,2464}{0,126} = 33,7013 \approx 34 \text{ buah}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal. 188 didapat :

Bolt spacing (Bs) = 1¼ in

Minimum radial distance (R) = $^{13}/_{16}$ in

Edge distance (E) = $^{5}/_{8}$ in

Bolting circle diameter (C) = ID shell + 2 (1,4159 × go + R)

Dengan : go = tebal shell = 3/16 in

C = 35,6250 + 2 × ((1,4159 × 3/16) + $^{13}/_{16}$)

= 37,7810 in

Diameter luar flange :

OD = C + 2E

= 37,7810 + 2($^{5}/_{8}$)

= 39,0310 in

Pengecekan lebar gasket :

Ab actual = jumlah bolt × root area

= 34 × 0,126 in^2

$= 4{,}284 \text{ in}^2$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{\text{Ab actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G}$$

$$= \frac{4{,}284 \times 15000}{2 \times 3{,}14 \times 18.000 \times 36{,}0625}$$

$= 0{,}0158 < 0{,}625$ in (memenuhi)

Jadi, lebar gasket = 0,0158 in $\approx \frac{1}{16}$ in

* *Perhitungan moment*

a. Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(Ab + Am) \times Fa}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.94, hal. 242)

$$= \frac{(4{,}284 + 4{,}2464) \times 15000}{2}$$

$= 63977.6953$ lb

b. Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

$$= \frac{37{,}7810 - 35{,}6250}{2}$$

$= 1{,}0780$ in

c. Moment Flange (Ma) :

$Ma = hg \times W$

$= 1{,}0780 \times 63977{,}6953$ lb

$= 68966{,}7560$ lb in

Dalam keadaan operasi :

$W = Wm_2$

$= 63695{,}3906$ lb

d. Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$H_D = 0{,}785 \times B^2 \times p$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

Dimana :

B = Diameter luar shell = 36 in

p = tekanan operasi = 29,0032 psi

$H_D = 0{,}785 \times 36^2 \times 29{,}0032 = 28872{,}5506$ lb

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{37{,}7810 - 36}{2} = 1{,}0850 \text{ in}$$

e. Moment M_D :

- $M_D = h_D \times H_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

$= 1{,}0850 \times 28872{,}5506$

$= 31325{,}4014$ lb.in

- $h_G = W - H$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$= 63977{,}6953 - 29609{,}2335$

$= 34368{,}4619$ lb

- $M_G = h_G \times h_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$= 34368{,}4619 \times 1{,}0850$

$= 37288{,}2146$ lb.in

- $H_T = H - H_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.97, hal. 242)

$= 29609{,}2335 - 28872{,}5506$

$= 736{,}6829$ lb

- $h_T = \dfrac{h_D + h_g}{2}$

$= \dfrac{1{,}0850 + 1{,}0780}{2}$

$= 1{,}0815$

f. Moment M_T :

$M_T = H_T \times h_T = 736{,}6829 \times 1{,}0815 = 796{,}6988$ lb.in

Moment total pada keadaan operasi :

$Mo = M_D + M_G + M_T$

$= 31325{,}4014 + 37288{,}2146 + 796{,}6988$

$= 69410{,}3149$ lb.in

Mmax adalah Mo karena Mo > Ma

3. Perhitungan tebal flange

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M\,max}{f \times B}}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.85, hal. 242)

dimana : $K = \frac{A}{B}$

A = diameter luar flange = 39,0310 in

B = diameter luar shell = 36 in

Maka :

$$K = \frac{39{,}0310}{36} = 1{,}0960$$

Dari *Brownell & Young*, pers 12.22 hal. 238 dengan harga K = 1,0960 didapat harga Y = 21

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M\,max}{f \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{21 \times 69410{,}3149}{17000 \times 36}} = 1{,}5517 \text{ in} \approx 1{,}75 \text{ in}$$

6.3. Perancangan Penyangga

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya. Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri :

a. Berat bagian shell
   - Berat shell
   - Berat tutup

b. Berat kelengkapan bagian dalam
   - Berat *downcomer*
   - Berat *tray*

c. Berat kelengkapan bagian luar
   - Berat pipa
   - Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol

1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat shell

Tebal shell = 0,1875 in = 0,0156 ft

Tinggi shell = 696 in = 58 ft

Keliling shell = π.do = 3,14 × 36 in

= 111,8187 in = 9,3182 ft

Luas shell = keliling × tebal shell

= 9,3182 × 0,0156 = 0,1456 ft^2

Volume shell = luas shell × tinggi

= 0,1456 × 58 ft = 8,4446 ft^3

ρ_{steel} = 489 lb/ft^3

(Robert H. Perry, *Chem. Eng.'s Handbook*, 5ft.Ed, tabel 3-120, hal.3-90)

Berat shell (Ws) = Volume × ρ_{steel}

= 8,4446 × 489 = 4129,43 lb

b. Berat tutup

W_{di} = A × t × ρ_{steel}

A = 6,28 × Rc × h

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

Wd = berat tutup standart dish (lb)

A = luas tutup standart dish (ft^2)

t = tebal tutup standart dish = 0,25 in = 0,0208 ft

ρ = densitas = 489 lb/ft^3

Rc = crown radius = 35,6250 in = 2,9688 ft

h = tinggi tutup standart dish (ha = hb)

= 0,4962 ft

Maka :

A = 6,28 × Rc × h

= 6,28 × 2,9688 × 0,4962 = 9,2517 ft^2

Sehingga berat satu tutup

W_{di} = A × t × ρ_{steel}

$= 9{,}2517 \times 0{,}0208 \times 489 = 1131{,}0204$ lb

Berat tutup total

$W_{tu} = 2\ W_{di} = 2 \times 1131{,}0204 = 2262{,}0408$ lb

c. Berat *downcomer*

Dipakai dasar perhitungan dengan d*owncomer* tanpa aliran uap

Luas downcomer $= \frac{1}{4} \times \pi \times di^2$

$= \frac{1}{4} \times 3{,}14 \times 2{,}9688^2$ ft $= 6{,}9186$ ft^2

Volume = luas × tebal tutup standard dished

$= 6{,}9186 \times 0{,}0208 = 0{,}1441$ ft^3

Berat satu plate = volume × $\rho = 0{,}1441 \times 489 = 70{,}4830$ lb

Berat downcomer (Wd) = jumlah plate × berat 1 plate

$= 32 \times 70{,}4830$ lb $= 2255{,}4568$ lb

d. Berat *tray*

Ditetapkan berat tray $= 25$ lb/ft^2

Luas tray = Ac – Ao

$= 6{,}4975 - 0{,}7605$

$= 5{,}7370$ ft^2

Jumlah tray = 32 buah

Berat tray (Wtr) = n × luas tray × berat tray

$= 32 \times 5{,}7370$ ft$^2 \times 25$ lb/ft^2

$= 4589{,}6064$ lb

Penyangga tray yang digunakan equal angles

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

Ukuran = 1 ½ " × 1 ½ "× ¼ "

Berat = 2,34 lb/ft

Wpt = 2,34 lb/ft × 32 × (1,5 / 12) ft = 9,36 lb

e. Berat larutan

Rumus :

Wl = m × t

Dimana :

Wl = berat larutan dalam kolom destilasi

= 6380,5471 kg/jam

= 14066,5542 lb/jam

t = waktu tinggal dalam kolom destilasi

= 1 jam

Maka :

Wl = 14066,5542 lb/jam × 1 jam

= 14066,5542 lb

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk.

Ditetapkan 2 × tinggi kolom destilasi = 2 × 58,9919 ft

= 117,9838 ft

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40 dengan berat 2,718 lb/ft

Berat pipa (Wp) = 117,9838 ft × 2,718 lb/ft = 320,6799 lb

g. Berat attachment

Berat attachement meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

Wa = 18 % Ws

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

= 18 % × 4129,43 lb = 743,2974 lb

Berat total yang harus ditopang penyangga (Wdw) :

W_{total} = Ws + Wtu + Wd + Wtr + Wpt + Wl + Wp + Wa

= 28376,4254 lb

2. **Perencanaan *skirt support***

* Sistem penyangga yang digunakan adalah *skirt support*
* Kolom secara keseluruhan terbuat dari Carbon Steel SA 240 grade M type 316
* Tinggi support = 15 ft = 180 in

a. Menentukan tebal skirt

➢ *Stress karena angin*

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times \left(\frac{do + di}{2}\right) \times H^2}{do^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

Tinggi tangki total = 58,9919 ft

H = tinggi skirt ke top kolom = 15 + 58,9919

$= 73{,}9919$ ft

$= 887{,}9116$ in

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times \left(\frac{36 + 35{,}6250}{2}\right) \times 887{,}9116^2}{36^2 \times t}$$

$$= \frac{351854{,}8815}{t}$$

➢ *Stress dead weight*

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times do \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= \frac{28376{,}4254}{3{,}14 \times 36 \times t}$$

$$= \frac{253{,}7717}{t}$$

➢ *Stress kompresi maksimum*

$fc_{max} = 0{,}125 \times E\ (t/do)$

Dimana : E concrete adalah sebesar 2.10^6 psi

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, hal. 183)

$fc_{max} = 0{,}125 \times 2.10^6\ (t/36) = 7020{,}2921\ t$

$fc_{max} = f_{wb} + f_{db}$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$7020{,}2921\ t = \frac{351854{,}8815}{t} + \frac{253{,}7717}{t}$$

$t = 7{,}0821$ in

jadi tebal skirt yang digunakan = 7,0821 in = 0,5902 ft

3. **Perhitungan *bearing plate***

Dari *Brownell & Young,* tabel 10.1 hal. 184 diperoleh :

fc' = 2000 psi

fc_{max} = 800 psi

n = 15

fs allowable untuk struktural steel skirt adalah 20.000 psi

Diameter kolom = 35,6250 in

Ditetapkan :

ID bearing plate = 36 in = 2,9676 ft

OD bearing plate = 44,5138 in = 3,7094 ft

Jumlah chair = 4 buah

Jumlah bolt = 8 buah

Ukuran baut = 1 ¼ in

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, tabel 10.4, hal. 188)

Luas bolt = 0,89 in^2

$Pw = 0{,}0025 \times V_w^2$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.11, hal. 158)

Dimana :

P_w = tekanan angin permukaan alat (lb/ft^2)

V_w = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

$P_w = 0{,}0025 \times 100^2 = 25\ lb/ft^2$

$$M_w = \frac{1}{2} \times Pw \times H^2 \times \frac{ID + OD}{2}$$

Dimana :

M_W = bending moment pada puncak kolom (lb.ft)

d_{eff} = diameter efektif vessel = (di + do)/2

H = tinggi dari skirt ke top kolom

= 73,9919 ft

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 73{,}9919^2 \times \frac{2{,}9676 + 3{,}7094}{2} = 228470{,}3557\ lb.ft$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = \frac{(3{,}7094 - 2{,}9676)}{2} = 0{,}3709\ ft = 4{,}4513\ in$$

Diperkirakan fc = 800 psi

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs\,trial}{n \times fc}\right)} = 0{,}3750$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

$$Fc\ (bolt\ circle) = fc_{max} \times \frac{2 \times K \times Do}{2 \times K \times Do + t_3}$$

= 705,8832 < 1000 (memenuhi)

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.2, hal. 186

Untuk harga K = 0,3750 maka :

C_C = 1,7025 z = 0,4215

C_t = 2,2785 j = 0,7835

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times do}{j \times do}$$

$$= \frac{228470,3557 - 28376,4254 \times 0,4215 \times 3,7094}{0,7835 \times 3,7094}$$

= 63345,0189 lb

Dimana :

A = root area = 0,89

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.4, hal. 188)

d_{bolt} = 1 ¼ in

jumlah baut = 24

$$t_1 = \frac{24 \times 0,890}{3,14 \times 3,7094 \times 12}$$

= 0,4535 in

Relationships pada *tension side* :

$F_t = fs \times t_1 \times r \times C_t$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.9, hal. 185)

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{63345,0189}{0,45355 \times (44,5138/2) \times 2,2785} = 2754,3445 \text{ psi}$$

$F_t + Wdw - Fc = 0$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.27, hal. 186)

$Fc = F_t + Wdw$

$= 63345{,}0189 + 28376{,}4254$

$= 91721{,}4443$ lb

Kompresive stress sesunguhnya pada bolt circle (fc) :

$Fc = (t_2 + n.t_1) \times R \times fc \times C_C$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$t_2 = t_3 - t_1 = 4{,}4513 - 0{,}4535 = 3{,}9978$ in

$$fc = \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_C}$$

$$= \frac{91721{,}4443}{(3{,}9978 + (24 \times 0{,}4535)) \times (44{,}5138/2) \times 1{,}7025} = 162{,}6523 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs\ trial}{n + fc}\right)} = 0{,}0606$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

Untuk harga K = 0,0606 maka :

$C_C = 0{,}6958$ $\qquad$ $z = 0{,}4862$

$C_t = 2{,}962$ $\qquad$ $j = 0{,}7623$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= \frac{228470{,}3557 - 28376{,}4254 \times 0{,}4862 \times 3{,}7094}{0{,}7623 \times 3{,}7094}$$

$= 62698{,}2389$ lb

Relationships pada tension side :

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{62698{,}2389}{0{,}45355 \times (44{,}5138/2) \times 2{,}962} = 2097{,}1288 \text{ psi}$$

$$Fc = F_t + Wdw = 62698{,}2389 + 28376{,}4254 = 91074{,}6644 \text{ lb}$$

Compresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$fc = \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_C}$$

$$= \frac{91074{,}6644}{(3{,}9978 + (24 \times 0{,}4535)) \times (44{,}5138/2) \times 0{,}6958} = 395{,}1752 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs\ trial}{n + fc}\right)} = 0{,}1636$$

$$\%\ \text{penyimpangan} = \frac{0{,}1636 - 0{,}0606}{0{,}1636} \times 100\% = 62{,}9622\%$$

$$fc_{max} = fc\ \text{bolt circle} \times \left(\frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}\right)$$

$$= 395{,}1752 \times \left(\frac{2 \times 0{,}1636 \times 44{,}5138 + 4{,}4513}{2 \times 0{,}1636 \times 44{,}5138}\right)$$

$$= 515{,}9546 < 1000 \text{ psi (memenuhi)}$$

Menghitung tebal *bearing plate*

$$l = 0{,}5(3{,}7094 - 2{,}9676) \times 12 = 4{,}4513 \text{ in}$$

$$t_4 = l\sqrt{(3fc / f\ allow}$$

$$= 4{,}4513\sqrt{(3\times 515{,}9546)/20.000}$$

$= 0{,}5628$ in $\approx 0{,}75$ in atau ¾ in

Jadi tebal bearing plate adalah ¾ in

Bearing plate yang digunakan adalah tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat. Ditetapkan tinggi gusset adalah 12 in dan bearing plate diperkuat dengan 24 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b). Maka jarak gusset (b) dengan menggunakan 24 gusset adalah :

$b = 3{,}14 \times Do \times 12/24$

$= 3{,}14 \times 3{,}7094 \times 12/24$

$= 5{,}8238$ in

$l/b = 4{,}4513 / 5{,}8238$

$= 0{,}7643$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.3 hal 187 untuk l/b sebesar 0,7643, maka didapatkan :

$Mmax = My = -0{,}1954\ fc \times l^2$

$= -0{,}1954 \times 515{,}9546 \times 4{,}4513^2$

$= -1997{,}6384$ in.lb

$$t_5 = \sqrt{6\ Mmax/f\ allow}$$

$$= \sqrt{6\times 1997{,}6384/20000}$$

$= 0{,}7741 \text{ in} \approx 0{,}75 \text{ in atau } ¾ \text{ in}$

Jadi tebal *compression plate* adalah ¾ in

$t_6 = \frac{3}{8} \times t_5 = \frac{3}{8} \times \frac{3}{4} = \frac{4{,}5}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{in}$

Maka tebal gusset = $\frac{5}{16}$ in

4. Dimensi anchor bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 4 in
- Jumlah = 8 buah

5. Dimensi pondasi

Pondasi terdiri dari beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell & Young,* tabel 10.1, hal. 184)

Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat beban bejana total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan :

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi semua penyangga sama

Data :

- Beban yang ditanggung tiap kolom penyangga

$$= \frac{28376{,}4254}{4} = 7094{,}1064 \text{ lb}$$

- Beban tiap penyangga = berat × tinggi

= 35 lb/in × 24 in

= 840 lb

Berat total : W = 7094,1064 + 840 = 7934,1064 lb

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran :

Luas tanah untuk atas pondasi = Luas pondasi atas

= 40 × 40 = 1600 in^2

Luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah

= 60 × 60 = 3600 in^2

Tinggi pondasi = 24 in

Luas rata-rata (A) = ½ ($40^2 + 60^2$) = 2600 in^2

Volume pondasi (V_P) = A × t = 2.600 in^2 × 24 in

= 62.400 in^3 = 36,1111 ft^3

Densitas untuk gravel = 126 lb/ft^3 (Perry's 6th tabel 3-118)

Maka :

$W_{pondasi}$ = V × ρ = 36,1111 ft^3 × 126 lb/ft^3 = 4549,9986 lb

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa *cement sand & gravel* dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft^3 dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft^3 (*Hasse,* tabel 12.2 hal. 224)

Berat total keseluruhan :

W_{total} = 7934,1064 + 4550 = 124884,1050 lb

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{total}}{A} = \frac{124884{,}1050 \text{ lb}}{2600 \text{ in}^2} = 4{,}8016 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu : 5 ton/ft^3.

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 5 \text{ ton/ft}^3 \times \frac{2240 \text{ lbl}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2} = 77{,}7778 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = 4,8016 lb/in^2 < 77,7778 lb/in^2 berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam = 35,6250 in
- Diameter luar = 36 in
- Tinggi = 696 in
- Tebal = 3/16 in
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius = 36 in
- Tinggi = 5,9549 in
- Tebal = 4/16 in
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

3. Tray

- Jumlah tray = 9 tray
- Tray spacing = 18 in
- Susunan pitch = Segitiga
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

4. Downcomer

- Lebar (Wd) = 2,9951 in
- Luas = 6,4975 ft^2 = 935,64 in^2
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk = 2 in
- Diameter Top Kolom = 14 in
- Diameter Refluks Kondensor = 1 ¼ in
- Diameter Uap Reboiler = 3/4 in
- Diameter Bottom Kolom = 1 ¼ in

6. Flange dan Gasket

- Diameter Flange = 39,0310 in

- Tebal Flange = 1,75 in
- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304*
- Lebar Gasket = 1/16 in
- Diameter Gasket = 36,0625 in
- Bahan konstruksi = *Solid Flat Metal Iron*

7. Baut

- Ukuran Baut = ½ in
- Bolting minimal = 34 buah
- Diameter Bolt Circle = 37,7810 in
- Bahan kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 304*

8. Skirt Support

- Tinggi = 180 in
- Tebal = 7,0821 in
- Bahan kontruksi = *High Alloy Steel SA 240 grade M type 316*

9. Bearing Plate

- Type = *Single Ring Bearing plate with Gussets*
- Diameter dalam = 36 in
- Tebal bearing plate = ¾ in
- Jumlah gusset = 24 buah
- Tebal gusset = $^{5}/_{16}$ in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 304*

10. Anchor Bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 4 in
- Jumlah = 8 buah

11. Pondasi

- Luas pondasi atas = 40 × 40 = 1600 in2
- Luas pondasi bawah = 60 × 60 = 3600 in2
- Tinggi Pondasi = 24 in
- Bahan konstruksi = *Cement, Sand dan Gravel*

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, secara otomatis dan semi otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air dan tinggi permukan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu peoses, dengan jalan :
   - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman
   - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis

2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan
3. Untuk menjaga kualitas produksi
4. Untuk mempermudah pengoperasian alat
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi.
- Faktor ekonomi.

Macam – macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain:

1. *Pressure control* (PC) : Merupakan alat pengontrol tekanan
2. *Pressure indicator* (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan
3. *Temperature control* (TC) : Merupakan alat pengontrol suhu
4. *Level control* (LC) : Merupakan alat pengontrol tinggi permukaan cairan liquida
5. *Level indicator* (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan liquida
6. *Flow control* (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir
7. *Weight control* (WC) : Merupakan alat pengontrol massa bahan
8. *Ratio control* (RC) : Merupakan alat pengontrol *ratio* bahan

Jenis – jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indikator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.
- *Controller* : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang diinginkan.

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- *Pressure Controller* (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.
- *Temperature Controller* (TC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.
- *Level Indicator* (LI) yang berfungsi sebagai petunjuk tinggi bahan dalam alat yang beroperasi.
- *Weight Controller* (WC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol massa/berat bahan pada alat yang beroperasi.
- *Flow Controller* (FC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol laju alir umpan pada alat yang beroperasi.
- *Flow Ratio Controller* (FRC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol perbandingan laju alir umpan pada alat yang beroperasi.

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada pabrik bioetanol adalah :

Tabel 7.1.1. Instrumentasi Pabrik Bioetanol

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	Jumlah
1.	R-110	Fermentor	FRC FC TC LI	2 2 1 1
2.	F-111	*Storage Molasses*	LI	1
3.	M-113	Tangki Pengenceran *Molasses*	FC LI	2 1
4.	M-115	Tangki Sterilisasi	FC TC PC LI	1 1 1 1
5.	M-120	Tangki Starter	FRC TC PC LI	2 1 1 1
6.	F-121	*Storage Antifoam*	LI	1
7.	F-122	*Storage* H_2SO_4 *96%*	LI	1
8.	M-124	Tangki Pengenceran H_2SO_4	FC LI	2 1
9.	F-128a	*Storage* Ragi	WC	1
10.	F-128b	*Storage* Urea	WC	1
11.	F-128c	*Storage* NPK	WC	1
12.	E-135	*Heater*	TC	1
13.	E-136	*Reboiler* Destilasi I	TC	1
14.	E-137	Kondensor Destilasi I	TC	1
15.	D-140	Kolom Destilasi II	FC	1
16.	F-139	*Storage Asetaldehid*	PC	1

17.	E-142	*Reboiler* Destilasi II	TC	1
18.	E-143	Kondensor Destilasi I	TC	1
19.	E-145	*Heater*	FC TC	1 1
20.	E-14	Kondensor Kolom Adsorbsi	TC	1
21.	E-229	*Cooler*	TC	1
22.	F-230	*Storage* Bioetanol	FC LI	1 1

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya meningkat, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat pula.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharannya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan penyuluhan, sosialisasi, atau pelatihan akan pentingnya penerapan K3 di dalam industri khususnya pabrik bioetanol ini.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaannya, yaitu :

- Bahaya kebakaran dan peledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan

7.2.1. Bahaya Kebakaran Dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik-baiknya.

Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, *workshop*, laboratorium dan unit proses lainnya
b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya
c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpan bahan baku karena adanya kenaikan suhu dan tekanan

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :
   a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari *power plant* tetapi praktis dari unit proses
   b. Bangunan seperti *workshop*, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses

c. Pemasangan instrumen pendeteksi (aliran, temperatur, maupun tekanan) apabila terdapat kebocoran di sekitar ruangan proses
d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain
e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada
f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok
g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api
h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik
i. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas
j. Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk

penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya

b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini, dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut

c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- *Dry Chemical Extinguished* untuk api kelas A,B,C dan D
- *Soda Extinguished* untuk api jenis A, C dan D

7.2.2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjan konstruksi yang tidak memenuhi. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya
- Sistem penerangan yang baik
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

a. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor-faktor korosi dan lain-lain
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol

b. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain

- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur kontrol, *pressure control*, *flow control* dan lain- lain

c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat-zat yang berbahaya. Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat tinggi atau ditempat- tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan
- Pemasangan *valve* yang mudah terjangkau
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses

7.2.3. Bahaya Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat-alat yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas maka alat-alat seperti : reaktor, *heater* dan lain-lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.Selain itu bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2.3.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Bioetanol

No.	Nama Alat Pengaman	Lokasi Penggunaan
1.	Alat pelindung diri (APD) a. Masker penyerap uap/*mist* : b. Helm c. Sepatu pengaman d. Sarung tangan	Di ruangan petugas yang bekerja pada areal proses
2.	*Hydran*/unit pemadam kebakaran	Semua ruangan
3.	Isolasi panas	Alat alat proses dan perpipaan
4.	Alarm Kebakaran	Petugas di semua ruangan
5.	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6.	Pagar pelindung	Alat penukar panas dan di areal proses yang beresiko menimbulkan kecelakaan
7.	Kotak P3K	Petugas di semua ruangan

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat diacapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Molases dengan Proses Fermentasi ini meliputi tiga unit :

1. Unit penyediaan air
   - Air umpan boiler
   - Air sanitasi
   - Air proses
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan baker
4. Unit pengolahan limbah

8.1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang dipenuhi

Proses Pengolahan Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air tersebut adalah :

Air sungai dipompa (L-212) menuju bab sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan lumpur - lumpur yang terikut. Kemudian dipompa (L-214) menuju bak skimmer (F-215) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran – kotoran yang terapung dalam air sungai. Dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki clarifier (H-210), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang teratur agar terbentuk flok dan mengendap.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bab clarifier, kemudian air menuju ke sand filter (H-217) untuk menyaring kotoran – kotoran yang masi tersisa dan menghilangkan warna, rasa, serta bau.

Dari sand filter (H-217) air masuk menuju penampung air bersih (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu sebagai berikut :

8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pabrik Bioethanol ini adalah sebesar 162856.68 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 15% sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 23598.169 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyarat sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

1. Zat-xat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3.
2. Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

- Kesilutan pembacaan tinggi liquid dalam boiler

Selain hasil tersebut, peneliti juga menemukan adanya dampak lain yang berupa hasil dari :

1. Dengan yang mempunyai kemampuan yang gerakan [illegible] (Dr. [illegible], [illegible] dan [illegible]).
2. Dengan yang mempunyai kemampuan [illegible] yang [illegible] dengan [illegible] dan dengan [illegible] yang [illegible]

Hasil penelitian pelaksanaan kegiatan dan [illegible] [illegible] pada [illegible] sekolah dilaksanakan di [illegible] dalam hasil [illegible] dimana [illegible]

- [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible]

Dengan yang [illegible] dalam di [illegible] [illegible] yang [illegible] [illegible] [illegible] pada [illegible] sekolah

- [illegible] [illegible] [illegible] yang [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] :

a. [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut

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

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organic, serta gas-gas H2S, SO2, NH3, CO2, O2, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:

$$Fe^{2+} + 2H_2O \longrightarrow Fe(OH)_2 + 2H^+$$

Tetapi jika tedapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :

$$4H^+ + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_3$$

Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air

menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :

$$Fe^{2+} + 2H_2CO_3 \longrightarrow Fe)HCO)_2 + H_2$$

$$Fe(HCO)_2 + H_2O + \text{panas} \longrightarrow Fe(OH)_2 + 2H_2O + 2CO_2$$

Pelunakan air umpan boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tagki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220B). kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Na(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons NaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \rightleftharpoons CaZ + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H2Z \rightleftharpoons MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H2Z \rightleftharpoons CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H2Z \rightleftharpoons NaZ + 2HCl$$

$$MgCl_2 + H2Z \rightleftharpoons MgZ + 2HCl$$

Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu peoses. Resin yangdigunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

$$2DOH + H_2SO_4 \rightleftharpoons D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$2DOH + 2HCl \rightleftharpoons D_2Cl + 2H_2O$$

$$2DOH + 2HNO_3 \rightleftharpoons D_2NO_3 + 2H_2O$$

Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :

$$CaZ + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + CaSO_4$$

$$Na2Z + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + Na2SO_4$$

$$MgZ + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + MgSO_4$$

$$CaZ + HCl \rightleftharpoons H_2Z + CaCl$$

$$NaZ + HCl \rightleftharpoons H_2Z + NaCl$$

$$MgZ + HCl \rightleftharpoons H_2Z + MgCl$$

Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH.

Reaksi yang terjadi :

$$D_2SO_4 + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + Na_2SO_4 + CO_2$$

$$2DCl + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + 2NaCl + CO_2$$

$$2DNO_3 + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + NaNO_3 + CO_2$$

Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi keutuhan unpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lnak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-223) ke deaerator (D-231) untuk menhilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari dearator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-232) dan air dipompakan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi biasa digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, Laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seoerti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologi

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen yang dapat merubah sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

   Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk Laboratorium

   Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan Laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

3. untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

   air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Bioethanol adalah sebesar 455 kg/jam.

Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsug ke dalam pipa dan dengan menggunakan pompa (L-242) air bersih siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

b. [illegible]

- [illegible]
- [illegible]

c. [illegible]

- [illegible]

[illegible]

1. [illegible]

[illegible] = [illegible]

2. [illegible]

[illegible]

3. [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

8.1.4. Air Proses

Proses yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini adalah sebesar 3403.1311 kg/jam, yang digunakan pada tangki pengencer NaOH (F-133).

Pengolahan Air Proses

Untuk air proses digunakan air dari bak air lunak (F-222) dan didistribusikan ke peralatan dengan menggunakan pompa (L-227).

8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini meliputi :

- Proses : 165.19 kW
- Penerangan : 53.33 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 218.535 kW, dengan satu buah generator tambahan.

8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan baker yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 728.587 kg/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relative murah
- Mudah didapat
- Viscosity relative lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan

- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari table 9.9 dan fig. 9.9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan baker didapat :

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft^3
- Heating value : 19000 Btu/lb

8.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk berdasarkan perhitungan pada Appendiks D maka steam yang dipergunakan adalah saturated steam yang mempunyai tekanan 15.25 bar dengan suhu 200°C (320°F)

8.5 Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan malalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan :

Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

a. Pengolahan Pendahuluan (Pre-Treatment)

   Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

b. Pengolahan pertama (Primary Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut, yang tidak dapat mengendap secara grafitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organic melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan Ketiga (Tertiary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua faktor, yaitu faktor utama dan faktor khusus.

9.1.1. Faktor Utama

a. Penyediaan Bahan Baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

[illegible]

[illegible] DER TATSÄCHLICHEN [illegible]

[illegible] Fakten

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] Fakten [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

- [illegible]
- [illegible]
- [illegible]
- [illegible]

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produksi akan dipasarkan
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

- Air

  Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari air sungai.

  Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

  - Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
  - Kualitas air yang disediakan
  - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

- Listrik

Listrik dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu
- Harga tenaga listrik dimasa yang akan datang

d. Iklim Dan Alam Sekitarnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi yang mungkin pernah terjadi
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

9.1.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal

b. Tenaga Kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut

c. Karakteristik Dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya

d. Faktor Lingkungan (Komunitas)

- Adat istiadat atau kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan,sekolah,poliklinik dan tempat ibadah
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

e. Peraturan Dan Perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut

f. Buangan Pabrik

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan di sekitarnya, maka ada beberapa yang harus di perhatikan :

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik etanol ini layak didirikan didaerah Madiun, Jawa Timur.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Dekat dengan sumber bahan baku, yaitu molasses karena di Madiun terdapat banyak pabrik gula.
2. Penyediaan air sangat mudah karena berada di daerah kawasan pabrik dan dekat dengan sungai.
3. Mudah dalam pendistribusian produk etanol baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor karena berada di Pulau Jawa yang merupakan pusat kegiatan ekonomi di Indonesia. Dalam hal ini, Madiun, Jawa Timur mempunyai jalur transportasi darat yang cukup memadai dan layak untuk mendistribusikan produk ke daerah sekitarnya.
4. Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri di Madiun, Jawa Timur.

9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik, dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.

b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses

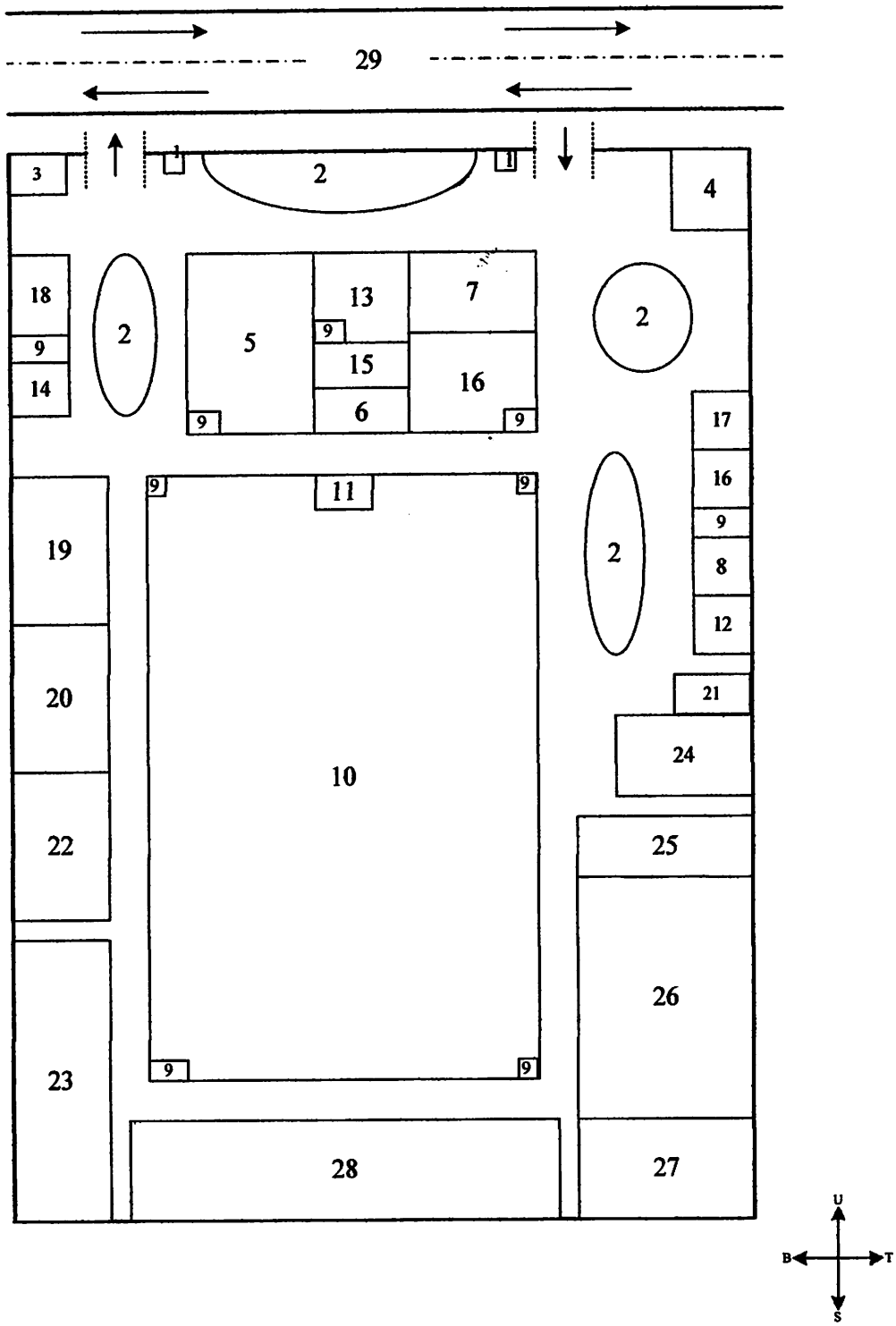
c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul

d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah

e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik

f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Rencana tata letak Pabrik Bioetanol dapat dilihat pada gambar 9.2.1.1 berikut :



Gambar 9.2.1.1. Tata Letak Bangunan Pabrik Bioetanol

Keterangan Gambar 9.2.1.1. :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir kendaraan karyawan
5. Perkantoran administrasi
6. Perpustakaan
7. Departemen produksi
8. *Quality control*
9. Toilet
10. Area proses produksi
11. Ruang control
12. Laboratorium
13. Aula
14. Poliklinik
15. Kantor divisi Litbang
16. Departemen teknik
17. Kantin
18. Mushola
19. Pemadam kebakaran dan K3
20. Ruang generator
21. Timbang truk
22. Bengkel

23. *Storage* produk

24. *Storage* bahan baku

25. Area pembangkit listrik

26. Area pengolahan air

27. Area pengolahan limbah

28. Area perluasan pabrik

29. Jalan

9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin keselamatan kerja
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan pengoperasian
- Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- Letak peralatan yang harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Keterangan gambar 9.2.2.1 :

1. Tahap Perlakuan Bahan Baku

   Tangki Pengenceran (M-113)

   Tangki Sterilisasi (M-115)

2. Tahap Reaksi Proses

   Tangki Starter (M-120)

   Fermentor (R-110)

3. Tahap Pemisahan

   Screen Filter (H-131)

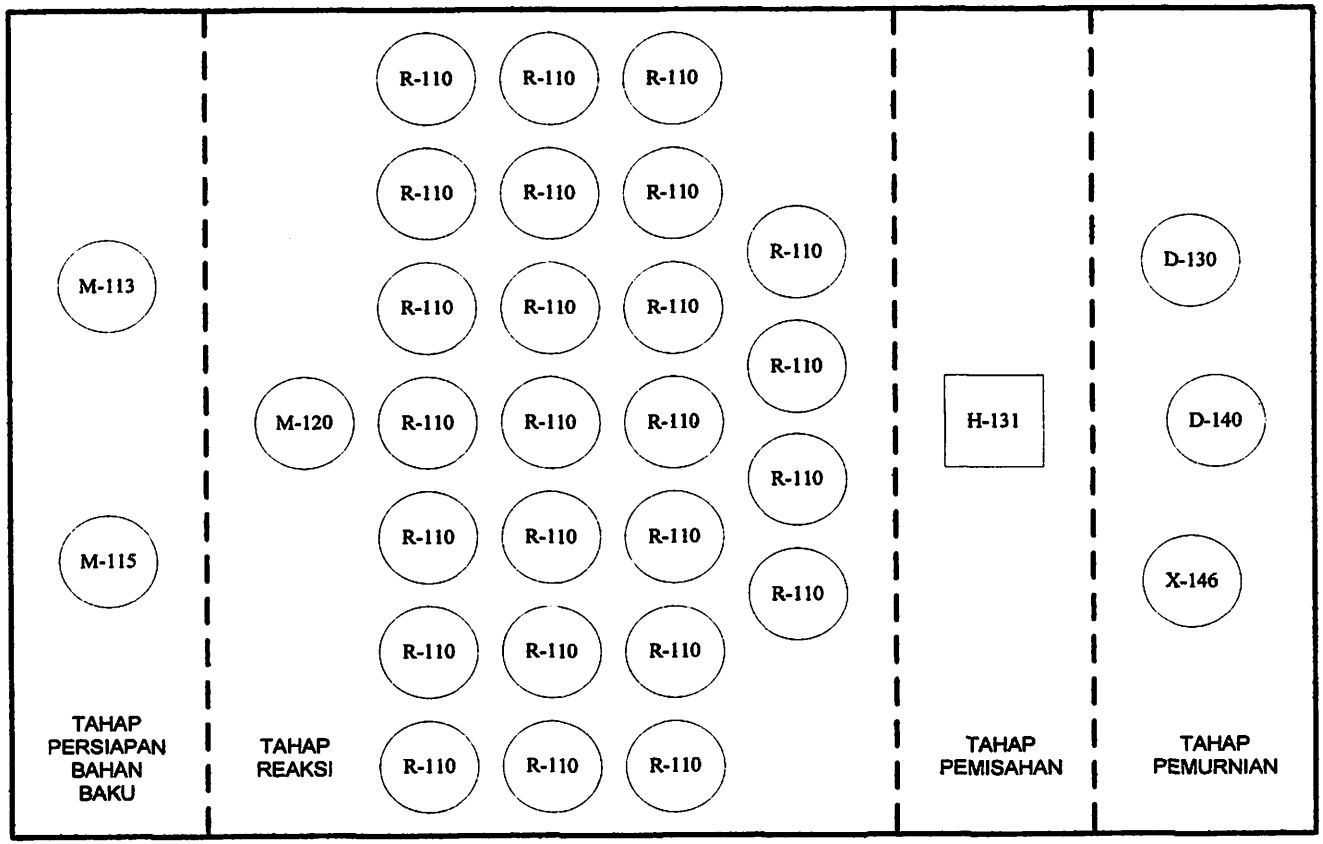
4. Tahap Pemurnian

   Kolom Destilasi I (D-130)

   Kolom Destilasi II (D-140)

   Kolom Adsorbsi (X-146)

Rencana tata letak peralatan Pabrik Bioetanol terlihat pada gambar 9.2.2.1. berikut :



Gambar 9.2.2.1. Tata Letak Peralatan Pabrik Bioetanol

Resumo dos locais periodicos Parque Ibirapuera verificar pelo quadro 9.2.1.1. portaria :

Quadro 9.2.1.1. Tabela Locais Periodicos Parque Ibirapuera

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala sesuatu perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tersebut.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik	: Madiun, Jawa Timur
Kapasitas Produksi	: 50.000 ton / tahun
Modal	: Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik bioetanol merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan bisnis manufaktur suatu bentuk organisasi yang berhungi sebagai suatu bentuk hubungan yang mencakup atas dimensi dalam dan luar mengusahakan dari tersedia segala sesuatu pembelian yang pada fabrikasi merupakan suatu bentuk yang dengan maksud distribusikan produksi untuk mencapai suatu tujuan bersama.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau keterkaitan antar departemen yang terdapat dalam kerangka suatu untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

10.1. Nama Perusahaan

Nama Perusahaan : Perusahaan Fabrikasi (PT)

Lokasi Pabrik : Medan, Jawa Timur

Kepemilikan Produksi : Sebuah ton / tahun

Modal : Permanen Modal Tahun Negara

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik bisnis merupakan perusahaan swasta berbadan nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab modal sendiri yang mempunyai perusahaan dipergang oleh pemegang saham.

2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih diretur utama yang cakap dan berpengalaman.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf, yaitu kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kepada kepala bagian dan diteruskan kepada kepala seksi dan selanjutnya ke karyawan di bawahnya. Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah :

1. Sistem organisasi garis dan staff sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal dengan produksi yang kontinyu.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.

2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta staffnya yang diangkat oleh dewan direksi.
3. Modal mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kelindupan sebuah PT lebih terjamin. Karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun staffnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direksi untuk yang cakap dan berpengalaman.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf. Pada kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kepada kepala bagian dan direksi kepada kepala seksi dan selanjutnya ke karyawan di bawahnya. Keberapa hal yang mendasilkan dasar pemilihan adalah :

1. Sistem organisasi garis dan staff sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal dengan produksi yang kontinyu.
2. Bisa diterapkan pada organisasi yang cukup besar.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.

4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja dapat berjalan lebih baik. Serta terdapat adanya staff yang terdiri atas beberapa ahli, sehingga dapat terjalin kelancaran dan kemajuan perusahaan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggung jawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan strukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

10.4.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan

4. Tersedia beberapa pimpinan dan pembantu, sehingga disiplin kerja dapat terjalin lebih baik. Serta terdapat adanya staff yang terdiri atas beberapa ahli, sehingga dapat sejalin kelancaran dan komunikasi perusahaan.

5. Pimpinan bertinggi pendek dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Tugasnya dewan komisaris mengawasi wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

III.4. Penilaian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi

Penilaian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pemberian jabatan dan tanggung jawab antara satu pegawai dan pegawai yang lain sesuai dengan kemampuannya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini dikemukakan sebagai berikut :

III.4.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah kekuasaan orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka mempunyai pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sehingga kekuasaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas bunga-bunga perusahaan. Pemegang saham harus mencantumkan semangat pada setiap saham. Hari umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham bisanya dindakan pada setiap akhir dalam satu tahun, dan

selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

10.4.2. Dewan Komisaris

Dalam menjalankan tugas harian, para pemilik saham diwakili oleh Dewan Komisaris yang diangkat melalui rapat anggota. Biasanya sebagai ketua dewan komisaris adalah salah seorang pemegang saham. Masa kerja dewan komisaris adalah dua tahun atau ditentukan sesuai dengan perjanjian.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris :

1. Mengawasi kerja dewan direksi
2. Memberhentikan sementara dewan direksi bila teguran dewan komisaris diabaikan serta dapat merugikan perusahaan.
3. Menilai program dan rencana kerja yang diajukan dewan direksi.
4. Meminta pertanggunggjawaban dewan direksi.
5. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

10.4.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Direktur Utama membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Operasional

Tugas Direktur Utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengurus dan mewakili perseroan di dalam dan luar negeri.
3. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
4. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
5. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan, dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

Direktur Teknik bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada Direktur Utama.
2. Membantu Direktur Utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan pengembangan mutu sehingga dapat memajukan perusahaan
3. Mengawasi pemeliharaan dan perbaikan alat-alat produksi.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama mengenai pengolahan limbah hasil samping dari produksi.

5. Mengawasi tentang dokumentasi produk dan data-data penting yang berhubungan dengan kualitas produksi dan standard operasi.
6. Pengawasan pengembangan produk dan kendali mutu.
7. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Direktur Operasional bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur utama mengenai hal yang berhubungan dengan pengadaan sumber daya manusia, tentang pengembangan karyawan dan kesejahteraan karyawan.
2. Perencanaan dan penyusunan neraca keuangan dan kelancaran administrasi perusahaan serta manajemen sistem informasi.
3. Menjaga kelancaran pembelian bahan baku dan pemasaran produk.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama mengenai proses produksi dan penanganan produk.
5. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

10.4.4. Kepala Bagian

10.4.4.1. Kepala Bagian Teknik (*Engineering*)

Kepala Bagian Teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

5. Mengawasi sendiri informasi produk dan data-data pesaing yang berhubungan dengan kualitas produksi dan standard operasi.
6. Pengawasan pengembangan produk dan kondisi mesin.
7. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Direktur Operasional bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur utama mengenai hal yang berhubungan dengan pengadaan barang-barang, terlang pengembangan kapasitas dan keseluruhan karyawan.
2. Pencarian dan pengumpulan bahan keuangan dan kebutuhan administrasi perusahaan serta menjelaskan secara informasi.
3. Menjaga kelancaran produksi baik dari pemasaran produk.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama mengenai proses produksi dan pemanfaatan produk.
5. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

10.4.4. Kepala Bagian

10.4.4.1. Kepala Bagian Teknik (Engineering)

Kepala Bagian Teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan produksi. Dalam hal ini bahan produksi secara langsung, tetapi sebagai pengajang dalam proses produksinya.

Tugas-tugas yang dilaksanakan adalah :

1. **Seksi Utilitas**

   Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk kebutuhan proses seperti air dan tenaga listrik.

2. **Seksi Bengkel & Perawatan (*Maintenance*)**

   Mengatur dan melaksanakan sarana proses untuk keamanan alat serta memperbaiki alat yang rusak.

10.4.4.2. Kepala Bagian Kendali Mutu (*Quality Control*)

Kepala Bagian Kendali Mutu adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan kualitas produk dalam suatu produksi, baik itu kualitas bahan baku maupun produk. Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Produk**

   Bertugas menganalisa kualitas bahan baku dan mutu produksi agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standart yang telah ditetapkan.

2. **Seksi Kemasan**

   Bertugas untuk menganalisa kualitas kemasan dan melakukan pengecekan terhadap kemasan yang dipakai dalam penanganan produk.

10.4.4.3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (R&D)

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua standard kualitas bahan baku dan produk serta bertugas untuk melakukan pengawasan terhadap penelitian dan pengembangan produk. Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Sekat Utilitas

Melakukan dan mengatur semua utilitas untuk kebutuhan pasien seperti air dan tenaga listrik.

2. Sekat Bangkat & Perawatan (Maintenance)

Mengatur dan melakukan semua proses untuk kemudahan dan serta mempersiapkan alat yang rusak.

10.4.4.2. Kepala Bagian Kendali Mutu (Quality Control)

Kepala Bagian Kendali Mutu adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan oral dengan kualitas produk dalam suatu produksi, baik itu kualitas bahan baku maupun produk. Adapun sekat-sekat yang dibawahinya adalah :

1. Sekat Produk

Bertugas mengamatiin kualitas bahan baku dan mutu produksi agar produk yang dikeluarkan konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.

2. Sekat Kemasan

Bertugas untuk mengamatiin kualitas kemasan dan melakukan pengecekan terhadap kemasan yang dipakai dalam pembungkusan produk.

10.4.4.3. Kepala Bagian Pemeliharaan dan Pengembangan (M&D)

Kepala Bagian Pemeliharaan dan Pengembangan adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua standard kualitas bahan baku dan produk serta bertugas untuk melakukan pengawasan terhadap pemeliharaan dan pengembangan produk. Adapun sekat-sekat yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Produk

- Bertugas untuk menganalisa standard mutu bahan baku dari supplier yang akan bekerjasama dengan perusahaan.
- Bertugas untuk melakukan tes kestabilan produk dalam jangka waktu tertentu sehingga diperoleh masa kadaluwarsa dari produk yang dihasilkan.
- Bertugas untuk meneliti dan mengembangkan produk utama atau hasil samping, apakah masih bisa dipergunakan lagi atau bisa dijadikan produk dengan bentuk yang lain.

2. Seksi Kemasan

Bertugas untuk menganalisa standard kualitas kemasan baru dari supplier atau mengadakan desain kemasan baru untuk produk yang dihasilkan.

10.4.4.4. Kepala Bagian Jaminan Mutu (*Quality Asurance*)

Kepala Bagian Jaminan Mutu adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua dokumentasi produk dan *Standard Operational Process*. Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Dokumentasi

Bertugas untuk mendokumentasikan semua jenis data produk serta mengecek keadaan produk apakah sudah sesuai dengan standard yang telah ditentukan oleh perusahaan sehingga apabila terjadi komplain dari konsumen, pihak perusahaan dapat merunut produk yang dihasilkan sesuai dengan nomor kode produksinya.

1. Sosial Produk

- Hubungan untuk mengumumkan standard mutu barang baik dari supplier yang akan bekerjasama dengan perusahaan.
- Hubungan untuk melakukan ke kestabilan produk dalam jangka waktu tertentu sehingga diperoleh mutu kualitasnya dari produk yang dihasilkan.
- Hubungan untuk memenuhi dan mengembangkan produk usaha atau hasil analisis, apakah masih bisa dipergunakan lagi atau bisa dijadikan produk dengan bentuk yang lain.

2. Sosial Konsumen

Hubungan untuk mengumumkan standard kualitas konsumen baru dari supplier atau mengadakan disain konsumen baru untuk produk yang dihasilkan.

III.4.4. Kepada Bagian Jaminan Mutu (Quality Assurance)

Kepada Bagian Jaminan Mutu adalah kepada bagian yang bertanggung jawab atas semua dokumentasi produk dan Standard Operational Prosedur. Adapun sosial-sosial yang dilaksanakan adalah :

1. Sosial Dokumentasi

Hubungan untuk memberitahukan semua jenis dan produk, serta mengecek kesalahan produk apakah sudah sesuai dengan standard yang telah ditentukan oleh perusahaan sehingga apabila terjadi komplain dari konsumen, pihak perusahaan dapat menarik produk yang dihasilkan sesuai dengan nomor kode produksinya.

2. **Seksi *Standard Operational Process***

Bertugas untuk membuat *standard proses* serta langkah-langkahnya sehingga memudahkan karyawan untuk bekerja sesuai dengan apa yang diharapkan oleh perusahaan. Serta bertanggung jawab atas kelalaian karyawan yang melanggar *standard opeasional.*

10.4.4.5. Kepala Bagian *Human Resources Management* (HRM)

Kepala Bagian *Human Resources Management* adalah kepala bagian yang bertanggung jawab menangani masalah tentang sumber daya manusia, kekaryawanan, Humas, dan *Public Relation.* Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi *Human Resources Departement* (HRD)**

Adalah bagian yang menangani masalah tentang sumber daya manusia yang meliputi :

- *Recruitment Departement* yang bertugas mencari atau menyeleksi calon karyawan yang sesuai untuk mengisi lowongan yang ada.
- Desain Organisasi untuk seluruh bagian di pabrik ini dan Sistem Penilaian Karya yang bertujuan untuk memilih siapa karyawan yang paling rajin dan berbakat sehingga bisa dijadikan contoh untuk karyawan lainnya.
- Sistem remunerasi yaitu mekanisme untuk mengontrol fasilitas karyawan (welfare) dan regulasi karyawan.
- *Payroll* yaitu bagian yang mengurusi tentang balas jasa perusahaan kepada karyawan dalam bentuk gaji.

2. Sekat Sementara (Temporary Partition)

Sekat sementara merupakan partisi yang dapat dipindahkan sesuaikan kebutuhan. Sekat sementara biasanya terbuat dari bahan ringan seperti kayu lapis, gypsum board, atau kaca. Sekat sementara juga memberikan fleksibilitas dalam penataan ruang.

10.1.4.4. Ruang Bagian Luar Bangunan Sekolahan (XXXII)

Ruang bagian luar bangunan sekolahan adalah ruang bagian yang mengelilingi bentuk bangunan secara utuh. Ruang bagian luar bangunan sekolahan terdiri dari Halaman Bagian Belakang dan Halaman Bagian Depan.

1. Halaman Bagian Belakang (XXXIII)

Halaman bagian yang menghadap matahari terbenam dapat dimanfaat untuk :

- Pembuatan taman-taman yang berfungsi sebagai area rekreasi dan pengendali suhu sekitar untuk mendapat kenyamanan yang baik.
- Dapat di digunakan untuk sebagai tempat di parkir, ini dan dimana kendaraan siswa yang bersekolah untuk memudahkan siswa bersekolah yang rumah yang berada di sekitar sekolahan untuk mudah mengakses lokasi.
- Sebagai ruang terbuka untuk kegiatan olahraga siswa seperti sepak bola, futsal dan kegiatan lainnya.
- Tempat yang bagus untuk mengadakan acara-acara sekolah.

- *Productivity Control*, yaitu pemantauan hasil produk ditinjau dari man power yang ada di bagian tertentu dalam perusahaan.

2. **Seksi *Training and Employee Relation* (TER)**

Adalah bagian yang mengurusi tentang pelatihan dan kekaryawanan. TER terbagi dalam dua seksi, yaitu :

- *Training Section*, secara garis besar seksi ini mengurusi tentang pengembangan sumber daya manusia yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pengembangan pengetahuan dan ketrampilan karyawan untuk memenuhi standart kerja tertentu.
- *Employee Relation Section*, merupakan suatu seksi yang mengurusi tentang program yang bertujuan untuk membangun dan menjaga iklim kerjasama yang harmonis antara karyawan dengan pihak perusahaan sehingga tercapai tingkat produktivitas yang tinggi.

3. **Seksi *General Affairs* (GA)**

- GA *Safety Section and Health*, yaitu suatu seksi yang bergerak dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja (K3) yang sesuai dengan UU No. 1 tahun 1970. Program K3 meliputi upaya perlindungan terhadap semua tenaga sumber, proses dan hasil produksi kerja yang masuk dalam kawasan perusahaan, serta teknologi pencegah kecelakaan kerja.
- GA Internal, adalah bagian yang menangani masalah yang berhubungan dengan administrasi, kebersihan dan keindahan lingkungan serta bertanggung jawab atas fasilitas gedung dan karyawan yang ada di lingkungan perusahaan.

[illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

- GA Eksternal, adalah bagian yang menangani masalah yang berhubungan dengan masyarakat/klien. Kegiatan GA Eksternal meliputi : publikasi (mendesain semua fasilitas pada perusahaan ini, dan mempromosikan semua aktivitas perusahaan), *Public Relation* (menjalin hubungan yang baik dengan karyawan maupun lingkungan, menangani surat masuk dan surat keluar serta membuat sistem informasi), *Social and Religion* (menjalankan aktivitas keagamaan, merencanakan dan mengusulkan aktivitas-aktivitas keagamaan, menjalin komunikasi yang baik dengan para ulama dan tokoh masyarakat).

10.4.4.6. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab menangani pengaturan keuangan (*cash flow*). Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Manajemen Sistem Informasi (MSI)**

   Bertugas sebagai pusat pengolahan data komputer seluruh departemen di perusahaan.

2. **Seksi *Accounting***

   Bertugas mengurusi semua pembukuan administrasi dan keuangan perusahaan.

3. **Seksi Gudang**

   Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

- *UA Eksternal* adalah bagian yang mencangkup masalah yang berhubungan dengan masyarakat/klien. Kegiatan *UA Eksternal meliputi* : publikasi (mendesain sarana fasilitas pada perusahaan ini, dan mempromosikan semua aktivitas perusahaan), *Media Relation* (menjalin hubungan yang baik dengan karyawan maupun lingkungan, mengunjungi surat masuk dan surat keluar serta membuat siaran internal), *Social and Religiow* (mengidentikan aktivitas kegiatan, merencanakan dan mengevaluasi aktivitas-aktivitas kegiatan, menjalin komunikasi yang baik dengan para ulama dan tokoh masyarakat).

III.4.4.6. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab mengenai pengaturan keuangan rawat jiwa. Adapun sekat-sekat yang dibawahinya adalah :

1. **Sekat Management System Informasi (MSI)**

Bertugas sebagai pusat pengolahan data komputer sebuah departemen di perusahaan.

2. **Sekat Accounting**

Bertugas mengurusi semua pembukuan administrasi dan keuangan perusahaan.

3. **Sekat Gudang**

Bertugas dalam pengadaan bahan baku, pengepakan dan pengemasan produk jadi dan mesinkan dan mempiyapan dalam gudang serta mencocokan pengiriman produk ke luar pabrik.

10.4.4.7. Kepala Bagian Penjualan & Pemasaran (*Purchasing & Marketing*)

Kepala Bagian Penjualan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Operasional dalam hal :

- Peningkatan omset penjualan.
- Perluasan daerah pemasaran.
- Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya.

1. Seksi Market dan Riset

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil produksi dapat disalurkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk yang dihasilkan kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan yang menggunakan produk sebagai bahan baku produk lain dan bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

2. Seksi Pemasaran dan Pembelian

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan serta bertugas untuk melakukan pembelian bahan baku baik itu berasal dari luar negeri maupun dalam negeri.

10.4.4.8. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab menangani dan mengawasi semua proses produksi. Adapun seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

10.4.4.7. Kepala Bagian Pengiklan & Pemasaran (Marketing & Advertising)

Kepala Bagian Pengiklan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Operasional dalam hal :

- Penanggung jawab pengiklan.
- Perhitungan dan pemasaran.
- Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang masuk bawahannya.

1. Seksi Market dan Niaga

Bertugas untuk mencari dan mengupayakan agar hasil produksi dapat dipasarkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang rendah. Seksi ini juga bertugas mengumumkan produk yang dihasilkan kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan yang menggunakan produk sehingga bahan baku produk lain dan bertugas dalam mencari mitra konsumen untuk memasok produk yang dihasilkan.

2. Seksi Pemasaran dan Penjualan

Bertugas dalam mencari hasil produksi dengan harga jual yang lebih ditetapkan serta bertugas untuk melakukan pembelian bahan baku hasil ini bersama dan hasil akhir produksi dalam negeri.

10.4.4.8. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab mengawasi dan mengawasi semua proses produksi. Adapun sekseksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Proses

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana dan bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses.

2. Seksi Kemasan

Bertugas mengurusi penanganan produk hasil produksi.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di kantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Perincian jam kerja dibedakan dalam dua bagian, seperti dibawah ini :

a. Pegawai *Non-Shift* :

Senin – Kamis	: 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
Jum'at	: 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)
Sabtu	: 08.00 – 14.00

b. Pegawai *Shift* :

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik terbagi menjadi 4 regu karyawan. Adapun jalan kerja untuk masing-masing shift adalah :

Shift I	:	07.00 – 15.00
Shift II	:	15.00 – 23.00

1. **Model Proses**

Dengan demikian mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang sejalan serta efisien merupakan dan bermanfaat jauh dari jalannya masing-masing proses.

2. **Model Konsumen**

Dengan mengatur pemanfaatan produk hasil produksi.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atas beberapa satuan 330 hari dalam setahun dan setiap 24 jam dalam sehari, atas barang digunakan untuk perhitungan dan pemrosesan serta alat diam.

Secara dengan pemakaian pemrosesan jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di lantai, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, dan jam kerja sebagian dinggap lembur. Pertimbangan jam kerja dibedakan dalam dua bagian, seperti dibawah ini :

a. **Pegawai Non-Shift :**

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 08.00 – 14.00

b. **Pegawai Shift :**

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik terbagi menjadi 4 regu karyawan. Adapun jalan kerja untuk masing-masing shift adalah :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa, dimana karyawan *shift* diberikan libur satu hari setiap tiga hari kerja. Untuk memenuhi kebutuhan pegawai diperlukan 4 regu dimana tiga regu bekerja dan satu regu libur. Kerjanya seperti ditabelkan di bawah ini:

Tabel 10.5.1. Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	X	I	I	I	X	II	II	II	X	III	III	III
B	I	X	II	II	II	X	III	III	III	X	I	I
C	II	II	X	III	III	III	X	I	I	I	X	II
D	III	III	III	X	I	I	I	X	II	II	II	X

Keterangan :

X = Libur II = Siang

I = Pagi III = Malam

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik bioetanol ini adalah :

1. Direktur Utama
2. Direktur (Direktur Teknik dan Direktur Operasional)
3. Kepala Bagian

Tage	Tiere											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	X	I	I	I	X	II	II	X	II	III	III	III
B	I	X	II	II	II	X	III	III	III	X	I	I
C	II	II	X	III	III	III	X	I	I	I	X	II
D	III	III	III	X	I	I	I	X	II	II	II	X

Legende:

X = Leer II = Klang

I = Tage III = Signal

3.6.1. Tagesübersicht über Signal Verständnis Übungen

Übungsdauer: Jeweils zwischen Beginn und Ende der Übungen

Übungsziele: Jeweils pro Tagesübung jeweils mindestens ein Ziel:

1. Hörübung Tiere
2. Übungen (Hörübung Tiere, Ton Erkennen Übungen)
3. Klangs Übungen

4. Kepala Seksi
5. Staf Kepala Seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada prarencana pabrik bioetanol dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Magister Teknik Kimia (S2)
2. Direktur
   a. Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia
   b. Direktur Operasional : Sarjana Teknik Kimia
3. Kepala Bagian (Departemen)
   a. Departemen Teknik : Sarjana Teknik Mesin
   b. Departemen QC : Sarjana Teknik Kimia
   c. Departemen R&D : Sarjana Teknik Industri
   d. Departemen QA : Sarjana Ekonomi-Manajemen
   e. Departemen HRM : Sarjana Psikologi
   f. Departemen Administrasi : Sarjana Ekonomi-Manajemen
   g. Departemen Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
   h. Departemen Produksi : Sarjana Teknik Kimia
4. Kepala Divisi
   a. Divisi Utilitas : Sarjana Teknik Kimia
   b. Divisi Bengkel & Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
   c. Divisi QC Produk : Sarjana Teknik Kimia

d. Divisi QC Kemasan : Sarjana Teknik Industri

e. Divisi R&D Produk : Sarjana Kimia (MIPA)

f. Divisi R&D Kemasan : Sarjana Teknik Industri

g. Staff QA Dokumentasi : Sarjana Administrasi

h. Staff QA Standard Operasi : Sarjana Teknik Industri

i. Divisi HRD (Personalia) : Sarjana Psikologi

j. Divisi TER : Sarjana Psikologi

k. Divisi *General Affairs* : Sarjana Public Relation

l. Divisi Sistem Informasi : Sarjana Ilmu Komputer

m. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi-Akuntansi

n. Divisi Gudang : Sarjana Manajemen

o. Divisi Market & Riset : Sarjana Ekonomi

p. Divisi Pemasaran dan Pembelian : Diploma Ekonomi

q. Divisi : Sarjana Teknik Kimia

r. Divisi Kemasan Produksi : Sarjana Teknik Industri

5. Karyawan : Diploma / SMK

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik bioetanol ini, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa bagian, yaitu:

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan

d. Divisi QC Kemasan : Sarjana Teknik Industri

e. Divisi R&D Produk : Sarjana Kimia (MIPA)

f. Divisi R&D Kemasan : Sarjana Teknik Industri

g. Staff QA Dokumentasi : Sarjana Administrasi

h. Staff QA Standard Operasi : Sarjana Teknik Industri

i. Divisi HRD (Personalia) : Sarjana Psikologi

j. Divisi TUK : Sarjana Psikologi

k. Divisi General Affair : Sarjana Public Relation

l. Divisi Sistem Informasi : Sarjana Ilmu Komputer

m. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi-Akuntansi

n. Divisi Gudang : Sarjana Manajemen

o. Divisi Market & Kiosi : Sarjana Ekonomi

p. Divisi Pemasaran dan Penjualan : Diploma Ekonomi

q. Divisi : Sarjana Teknik Kimia

r. Divisi Kemasan Produksi : Sarjana Teknik Industri

3. Karyawan : Diploma - SMK

10.7. Pertimbangan Jumlah Tenaga Kerja

Pertimbangan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pertimbangan proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik bersumber ini, proses yang dilakukan berdasarkan dalam beberapa bagian, yaitu:

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan

4. Proses Pemurnian
5. Proses Penanganan Produk
6. Proses Penyediaan Utilitas (*Steam*, Air, Listrik)

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 6 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 50.000 ton / tahun dan beroperasi 330 hari / tahun yaitu:

Jumlah karyawan = 53 orang jam/hari/tahapan

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 6 tahap, maka:

Karyawan proses = 53 orang jam/hari/tahapan × 6 tahap

= 318 orang jam/hari

Direncanakan kegiatan produksi dalam 1 hari dilaksanakan dalam 3 shift kerja dan masing-masing shift adalah 8 jam/hari, maka:

Karyawan proses = 318 orang jam/hari : 3 shift/hari

= 106 orang jam/hari

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

Karyawan proses = 106 orang jam/hari : 8 jam/ hari

= 13,25 ≈ 13 orang hari/shift

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 13 orang hari/shift × 4 regu = 52 orang setiap hari (untuk 4 regu).

4. Proses Pemintalan

5. Proses Pemanganan Pintalan

6. Proses Penyediaan Utilitas (Air, Uap, Listrik)

Sebingga proses kesebarakan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 6 tahap. Dari Ulrich & Vyen, Gambar 6.55, hal. 233, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 30.000 ton / tahun dan beroperasi 330 hari / tahun yaitu:

Jumlah kary awan = 33 orang jam/hari/tahapan

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 6 tahap, maka:

Karyawan proses = 33 orang jam/hari/tahapan × 6 tahap

= 318 orang jam/hari

Dimasukkan kepulauan produksi dalam 1 hari dilaksanakan dalam 3 shift kerja dan masing-masing shift adalah 8 jam/hari, maka:

Karyawan proses = 318 orang jam/hari : 3 shift/hari

= 106 orang jam/hari

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

Karyawan proses = 106 orang jam/hari : 8 jam/ hari

= 13,25 = 13 orang karyawan

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 13 orang karyawan × 4 regu = 52 orang setiap hari (termasuk 4 regu).

Sedangkan perincian kebutuhan tenaga kerja yang diperlukan pada pabrik bioetanol ini dapat dilihat pada tabel 10.7.1 berikut ini :

Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik	1
3	Direktur Operasional	1
4	Kepala Bagian Teknik (*Engineering*)	1
5	Kepala Seksi Utilitas	1
6	Karyawan Seksi Utilitas	8
7	Kepala Seksi Perawatan (Maintenance)	1
8	Karyawan Seksi Perawatan	4
9	Kepala Bagian Kendali Mutu (*Quality Control*)	1
10	Kepala Seksi QC Produk	1
11	Karyawan Seksi QC Produk	8
12	Kepala Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	1
13	Karyawan Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	4
14	Kepala Bagian Litbang (R&D)	1
15	Kepala Seksi R&D Produk	1
16	Staf Seksi R&D Produk	2
17	Kepala Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	1
18	Staf Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	2
19	Kepala Bagian Jaminan Mutu (*Quality Asurance*)	1
20	Staf Seksi QA Dokumentasi	2
21	Staf Seksi QA Standard Operasi (SOP)	2
22	Kepala Bagian *Human Resources Management* (HRM)	1
23	Kepala Seksi *Human Resources Department* (HRD)	1
24	Karyawan *Human Resources Department* (HRD)	4
25	Kepala Seksi *Training and Employee Relation* (TER)	1
26	Karyawan *Training and Employee Relation* (TER)	4
27	Kepala Seksi *General Affairs* (GA)	1
28	Karyawan *General Affairs* (GA)	6

Sedangkan perincian kebutuhan tenaga kerja yang diperlukan pada puskesmas ini dapat dilihat pada tabel 10.2.1 berikut ini :

Tabel 10.2.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik	1
3	Direktur Operasional	1
4	Kepala Bagian Tekniknik (Apoteker)	1
5	Kepala Seksi Utilitas	1
6	Karyawan Seksi Utilitas	8
7	Kepala Seksi Pemeliharaan (Mekanikal)	1
8	Karyawan Seksi Pemeliharaan	4
9	Kepala Bagian Keuangan Umum (Jurusan Ekonomi)	1
10	Kepala Seksi QC Produk	1
11	Karyawan Seksi QC Produk	8
12	Kepala Seksi QC Keuangan (Akuntansi)	1
13	Karyawan Seksi QC Keuangan (Akuntansi)	4
14	Kepala Bagian Litbang (R&D)	1
15	Kepala Seksi R&D Produk	1
16	Staf Seksi R&D Produk	2
17	Kepala Seksi R&D Keuangan (Akuntansi)	1
18	Staf Seksi R&D Keuangan (Akuntansi)	2
19	Kepala Bagian Jaminan Mutu (Jurusan Farmasi)	1
20	Staf Seksi QA Dokumentasi	2
21	Staf Seksi QA Standard Operasi (SOP)	2
22	Kepala Bagian Umum Sumber Daya Manusia (HRM)	1
23	Kepala Seksi Umum Rekruitmen (Akuntansi (HRD)	1
24	Karyawan Umum Rekruitmen (Akuntansi (HRD)	4
25	Kepala Seksi Training and Employee Relation (HR)	1
26	Karyawan Training and Employee Relation (HR)	4
27	Kepala Seksi General Affairs (GA)	1
28	Karyawan General Affairs (GA)	6

29	Kepala Bagian Administrasi	1
30	Kepala Seksi Manajemen Sistem Informasi (MIS)	1
31	Staf Seksi Manajemen Sistem Informasi (MIS)	4
32	Kepala Seksi Akuntansi (*Accounting*)	1
33	Staf Seksi Akuntansi (*Accounting*)	6
34	Kepala Seksi Gudang (*Warehouse*)	1
35	Karyawan Seksi Gudang (*Warehouse*)	6
36	Kepala Bagian Pemasaran	1
37	Staf Seksi Market & Riset	2
38	Staf Seksi Pemasaran dan Pembelian	2
39	Kepala Bagian Produksi	1
40	Kepala Seksi Produksi bagian Proses	1
41	Karyawan Proses Produksi	34
42	Kepala Seksi Produksi bagian Penanganan Produk (*Packaging*)	1
43	Karyawan Produksi bagian Penanganan Produk (*Packaging*)	8
44	Dokter Perusahaan	1
45	Karyawan Poliklinik	4
46	Karyawan Kebersihan/Taman	4
47	Karyawan Keamanan	10
48	Sopir	4
	Jumlah	156

10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahan dari karyawan itu sendiri yang menyebabkan dia tidak melaksanakan tugasnya sebagai karyawan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah :

30	Kepala Bagian Administrasi	1
31	Kepala Sub-Bagian Sistem Informasi (SIM)	1
32	Staf Sub-Bagian Sistem Informasi (SIM)	4
33	Kepala Sub-Bagian Administrasi (Kasubag)	1
34	Staf Sub-Bagian Administrasi (Staf Kasubag)	2
35	Kepala Sub-Bagian Gaji (Kasubagaji)	1
36	Staf Sub-Bagian Gaji (Staf Kasubagaji)	5
37	Kepala Bagian Perencana	1
38	Staf Sub-Bagian A Kota	2
39	Staf Sub-Bagian Perencana Dan Anggaran	2
40	Kepala Bagian Keuangan	1
41	Kasubag Sub-Bagian Perbendaharaan Proyek	1
42	Staf Perbendaharaan	21
43	Kepala Sub-Bagian Pengurusan Barang Proyek (Kasubagpbp)	1
44	Staf Sub-Bagian Pengurusan Barang Proyek (Stafkasubagpbp)	5
45	Gudang Perlengkapan	1
46	Kepala Gudang Alat Berat	1
47	Kepala Bengkel Elektrikal Dan Mesin	1
48	Kepala Bengkel	1
49	Staf Bengkel	10
50	Supir	4
	Jumlah	159

III.3. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diberikan oleh pihak kepegawai kepada orang-orang tertentu dengan tujuan untuk mencapai kesejahteraan dan kesehatan yang diberikan oleh pihak perusahaan kepada karyawan, karena yang dibutuhkan oleh perusahaan kepada karyawan adalah :

1. Tunjangan

a. Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdiannya kepada perusahaan tersebut.

b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja *shift*)

2. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misalnya helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung, masker dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

3. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah di tunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.

b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapatkan penggantian ongkos pengobatan secara penuh.

4. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut

4. [illegible]

a. [illegible]

b. [illegible]

c. [illegible]

5. Fraktion

[illegible]

6. Immunität oder Immun

[illegible]

a. [illegible]

b. [illegible]

c. [illegible]

7. Fremdgehen

[illegible]

golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

5. Cuti

a. Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.

b. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.

c. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.

d. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik bioetanol ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

pelunggan dan jabatan. Pendaftaran internet untuk pelanggan operasional (pelanggan lepas sekali ke lawan) dilaksanakan setiap hari sebanyak untuk pelanggan di ancaya dilaksanakan pada akhir tahun produksi dengan melalui bersama kemanunggan dan target yang dicapai.

5. Cuti

a. Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan menggunakan permohonan satu minggu sebelumnya untuk diperlihatkan tiapnya.

b. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total bersertakan surat keterangan dokter.

c. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.

d. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kemitra sesuai persyaratan.

10A. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik biscuitmol ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

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

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

1. **Karyawan reguler**

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

2. **Karyawan borongan**

   Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain - lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. **Karyawan harian**

   Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

1. Tingkat pendidikan.
2. Pengalaman kerja.
3. Tanggung jawab.
4. Ketrampilan
5. Kualitas.
6. Penggabdian pada perusahaan (lamanya bekerja)

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

1. **Karyawan reguler**

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan ditberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, kualitas dan masa kerjanya.

2. **Karyawan borongan**

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain - lain. Pekerja ini mendorong upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. **Karyawan harian**

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan ditberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan atas persetujuan manager pabrik, atas pengajuan kepala yang membawahinya dan mendapat upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

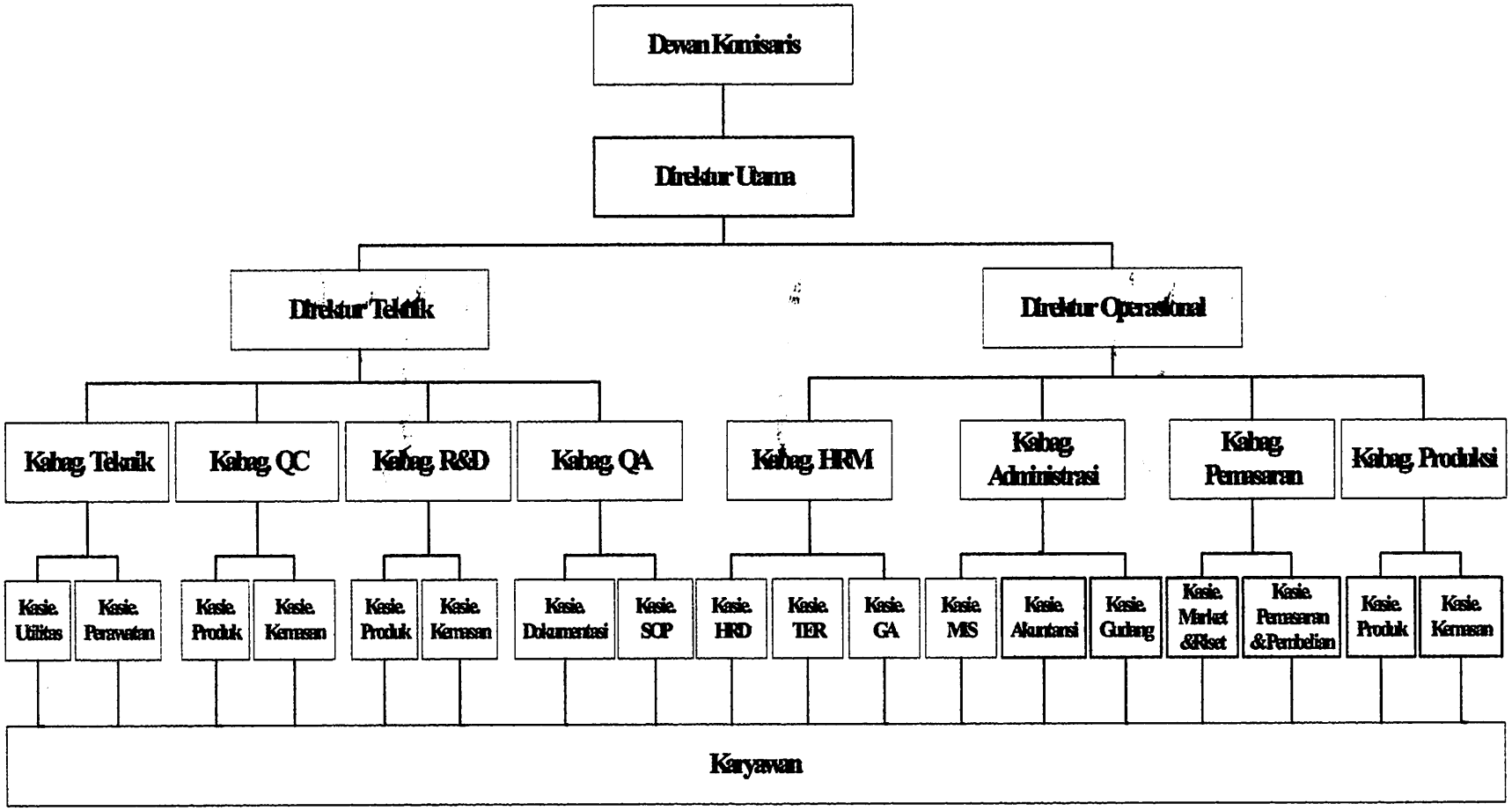
No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	Total
1	Dewan Komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur Teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur Operasional	1	9.000.000	9.000.000
5	Kepala Bagian Teknik (*Engineering*)	1	4.000.000	4.000.000
6	Kepala Seksi Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
7	Karyawan Seksi Utilitas	8	1.250.000	10.000.000
8	Kepala Seksi Perawatan (*Maintenance*)	1	2.000.000	2.000.000
9	Karyawan Seksi Perawatan	4	1.250.000	5.000.000
10	Kepala Bagian Kendali Mutu (QC)	1	4.000.000	4.000.000
11	Kepala Seksi QC Produk	1	2.000.000	2.000.000
12	Karyawan Seksi QC Produk	8	1.250.000	10.000.000
13	Kepala Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	1	2.000.000	2.000.000
14	Karyawan Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	4	1.250.000	5.000.000
15	Kepala Bagian Litbang (R&D)	1	4.000.000	4.000.000
16	Kepala Seksi R&D Produk	1	2.000.000	2.000.000
17	Staf Seksi R&D Produk	2	1.500.000	3.000.000
18	Kepala Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	1	2.000.000	2.000.000
19	Staf Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	2	1.500.000	3.000.000
20	Kepala Bagian Jaminan Mutu (QA)	1	4.000.000	4.000.000
21	Staf Seksi QA Dokumentasi	2	1.500.000	3.000.000
22	Staf Seksi QA Standard Operasi (SOP)	2	1.500.000	3.000.000
23	Kepala Bagian HRM	1	4.000.000	4.000.000
24	Kepala Seksi HRD	1	2.000.000	2.000.000
25	Karyawan HRD	4	1.250.000	5.000.000
26	Kepala Seksi TER	1	2.000.000	2.000.000
27	Karyawan TER	4	1.250.000	5.000.000
28	Kepala Seksi *General Affairs* (GA)	1	2.000.000	2.000.000
29	Karyawan *General Affairs* (GA)	6	1.250.000	7.500.000
30	Kepala Bagian Administrasi	1	4.000.000	4.000.000
31	Kepala Seksi Sistem Informasi	1	2.000.000	2.000.000
32	Staf Seksi Manajemen Sistem Informasi	4	1.500.000	6.000.000
33	Kepala Seksi Akuntansi (*Accounting*)	1	2.000.000	2.000.000
34	Staf Seksi Akuntansi (*Accounting*)	6	1.500.000	9.000.000

Tabel 10.9.1. Dalam (juta Rp) Kerusuan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Sebulan	Total
1	Dewan Komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur Teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur Keuangan	1	9.000.000	9.000.000
5	Kepala Bagian Teknik (Pengawas)	1	4.000.000	4.000.000
6	Kepala Seksi Listrik	1	2.000.000	2.000.000
7	Karyawan Seksi Listrik	8	1.250.000	10.000.000
8	Kepala Seksi Permesinan (Pengawas)	1	2.000.000	2.000.000
9	Karyawan Seksi Permesinan	4	1.250.000	5.000.000
10	Kepala Bagian Kendali Mutu (QC)	1	4.000.000	4.000.000
11	Kepala Seksi QC Produk	1	2.000.000	2.000.000
12	Karyawan Seksi QC Produk	8	1.250.000	10.000.000
13	Kepala Seksi QC Komponen (Pengadaan)	1	2.000.000	2.000.000
14	Karyawan Seksi QC Komponen (Pengadaan)	4	1.250.000	5.000.000
15	Kepala Bagian Litbang (R&D)	1	4.000.000	4.000.000
16	Kepala Seksi R&D Produk	1	2.000.000	2.000.000
17	Staf Seksi R&D Produk	2	1.500.000	3.000.000
18	Kepala Seksi R&D Komponen (Pengadaan)	1	2.000.000	2.000.000
19	Staf Seksi R&D Komponen (Pengadaan)	2	1.500.000	3.000.000
20	Kepala Bagian Jaminan Mutu (QA)	1	4.000.000	4.000.000
21	Staf Seksi QA Dokumentasi	2	1.500.000	3.000.000
22	Staf Seksi QA Standard Operasi (SOP)	2	1.500.000	3.000.000
23	Kepala Bagian HRD	1	4.000.000	4.000.000
24	Kepala Seksi HRD	1	2.000.000	2.000.000
25	Karyawan HRD	4	1.250.000	5.000.000
26	Kepala Seksi K3	1	2.000.000	2.000.000
27	Karyawan TKK	4	1.250.000	5.000.000
28	Kepala Seksi Umum (Umum) (GA)	1	2.000.000	2.000.000
29	Karyawan Umum (Umum) (GA)	6	1.250.000	7.500.000
30	Kepala Bagian Administrasi	1	4.000.000	4.000.000
31	Kepala Seksi Sistem Informasi	1	2.000.000	2.000.000
32	Staf Seksi Manajemen Sistem Informasi	4	1.500.000	6.000.000
33	Kepala Seksi Akuntansi (Keuangan)	1	2.000.000	2.000.000
34	Staf Seksi Akuntansi (Keuangan)	6	1.500.000	9.000.000

35	Kepala Seksi Gudang (*Warehouse*)	1	2.000.000	2.000.000
36	Karyawan Seksi Gudang (*Warehouse*)	6	1.250.000	7.500.000
37	Kepala Bagian Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
38	Staf Seksi Market & Riset	2	1.500.000	3.000.000
39	Staf Seksi Pemasaran dan Pembelian	2	1.500.000	3.000.000
40	Kepala Bagian Produksi	1	4.000.000	4.000.000
41	Kepala Seksi Produksi bagian Proses	1	2.000.000	2.000.000
42	Karyawan Proses Produksi	34	1.250.000	42.500.000
43	Kepala Seksi Produksi bagian *Packaging*	1	2.000.000	2.000.000
44	Karyawan Produksi bagian *Packaging*	8	1.250.000	10.000.000
45	Dokter Perusahaan	1	2.000.000	2.000.000
46	Karyawan Poliklinik	4	1.250.000	5.000.000
47	Karyawan Kebersihan/Taman	4	1.000.000	4.000.000
48	Karyawan Keamanan	10	1.250.000	12.500.000
49	Sopir	4	1.000.000	4.000.000
Jumlah		161		286.000.000

[illegible]	[illegible]	1	Kuqeshi Social (Gardiner Informacioni)	33
[illegible]	[illegible]	5	Kuqeshi Social (Gardiner Financiar)	34
[illegible]	[illegible]	1	Kuqeshi Shqipëri Programeve	35
[illegible]	[illegible]	2	Shoqëri Sokol Fushë e Lezhës	36
[illegible]	[illegible]	1	Shoqëri Sokol Prenkasajt dhe Fushë-Krujës	37
[illegible]	[illegible]	1	Kuqeshi Shqipëri Produkte	38
[illegible]	[illegible]	1	Kuqeshi Social Produkt Shqipëri Punës	39
[illegible]	[illegible]	14	Kuqeshi Punës Produkt	40
[illegible]	[illegible]	1	Kuqeshi Social Produkt Shqipëri Mësuesve	41
[illegible]	[illegible]	8	Kuqeshi Produkt Shqipëri Punës Shkodrës	42
[illegible]	[illegible]	1	Fushë-Krujë Punëtorësh	43
[illegible]	[illegible]	4	Kuqeshi Fushë-Krujë	44
[illegible]	[illegible]	4	Kuqeshi Kashtanjë Lezhë	45
[illegible]	[illegible]	14	Kuqeshi Kurbin	46
[illegible]		101	Shqipë	47
[illegible]		101	Totali	



Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Bioetanol

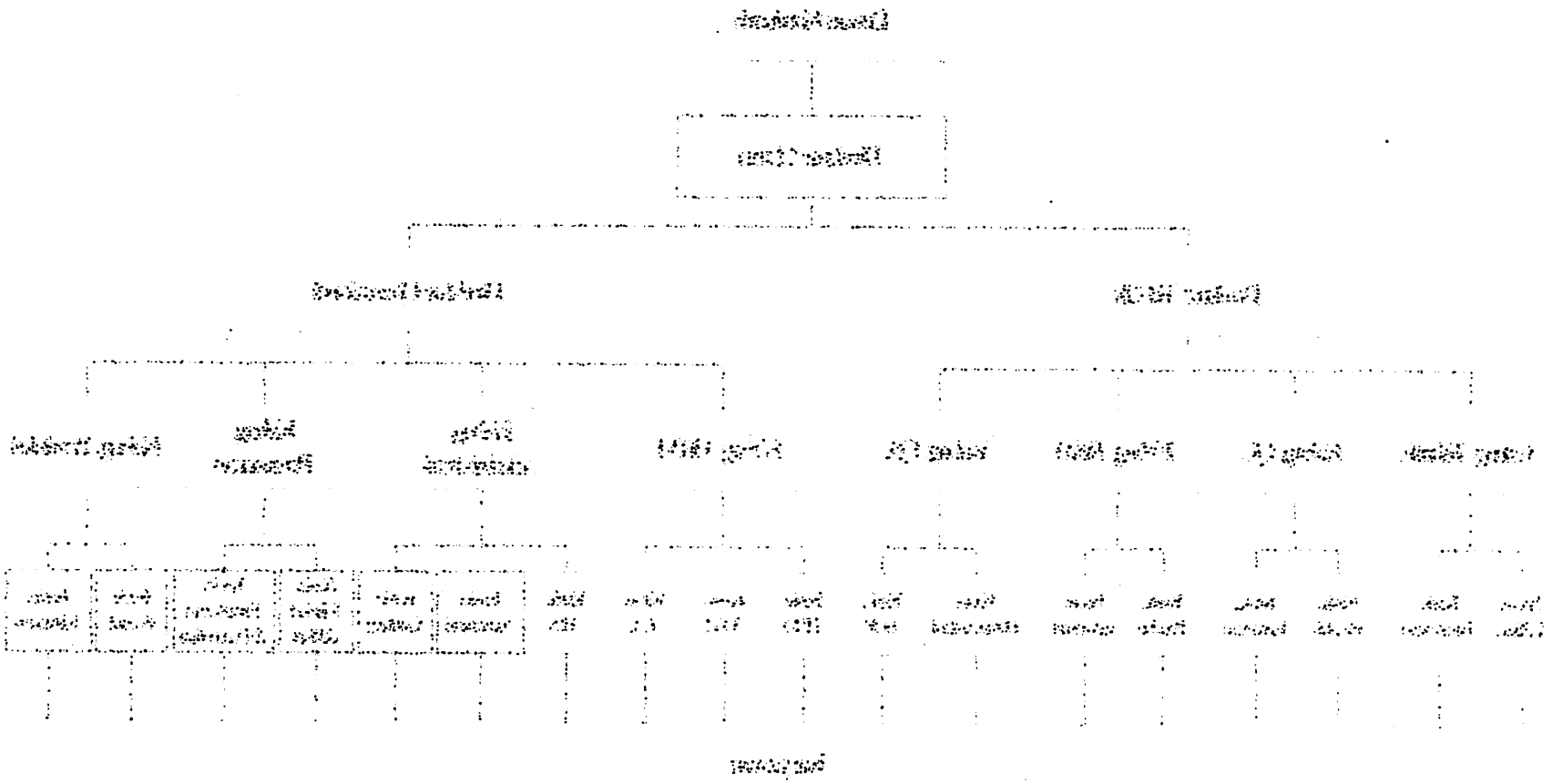


Figure 10.1. Figure Structure Corresponding to the Extension Form of Example

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Etanol adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Play Out Time* (POT)
- *Break Even Point* (BEP)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

11.1. Faktor – Faktor Penentu

a. *Total Capital Investment* (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi TCI ini terdiri atas :

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

1.1. Biaya Langsung / *Direct Cost* (DC), meliputi :

- Instalasi peralatan
- Instrumentasi dan alat control
- Perpipaan

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Pertimbangan suatu proyek perlu dilihat dari faktor-faktor ekonomi yang mencakupkan apakah proyek tersebut layak dilaksanakan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemeriksaan secara rugi dalam ekonomikan proyek hanol adalah sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk mengitung faktor-faktor dalam perlu dilakukan pemahaman beberapa hal yang mengunakan administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

11.1. Faktor – Faktor Ekonomi

a. Total Capital Investment (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sehingga berproduksi TCI ini terdiri atas :

1. Fixed Capital Investment (FCI)

1.1. Biaya Langsung : Direct Cost (DC), meliputi :

- Instalasi pemasaran
- Instrumentasi dan alat control
- Perpipaan

- Listrik
- Bangunan dan tanah
- Pemasangan peralatan
- Perbaikan fasilitas

1.2. Biaya tak langsung / *Indirect Cost* (IC)

- *Engineering*
- Biaya konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment* (WCI)

Yaitu, modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu

b. Gaji dalam waktu tertentu

c. Pengemasan dalam waktu tertentu

d. Supervisi

e. Utilitas dalam waktu tertentu

f. Laboratorium

g. Pemeliharaan

h. *Patent dan royalty*

i. *Operating supplies*

Maka : TCI = FCI + WCI

b. Total Biaya Produksi

yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dab biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan , terdiri dari atas :
   - Biaya produksi langsung (DPC)
   - Biaya produksi tetap (FC)
   - Biaya *Overhead* pabrik
2. Biaya Umum /*General Expenses* (GE)
   - Administrasi
   - Distribusi dan pemasaran
   - Litbang
   - *Financing*

Biaya produksi total tarbagi menjadi :

a. Biaya Variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas
b. Biaya semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :
   - Upah karyawan
   - Pemeliharaan dan perbaiakan
   - Laboratorium
   - *Operating supplies*

b. Total Biaya Produksi

yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk meliputi :

1. Biaya pembuatan , terdiri dari atas :
   - Biaya produksi langsung (DPC)
   - Biaya produksi tetap (FC)
   - Biaya Overhead pabrik
2. Biaya Umum (Cost of Expense (CE))
   - Administrasi
   - Distribusi dan pemasaran
   - Lifting
   - Financing

Biaya produksi total terdiri meliputi :

a. Biaya Variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berhubungan lurus dengan laju produksi yang meliputi :
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas

b. Biaya semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berhubungan lurus dengan laju produksi, meliputi :
   - Upah karyawan
   - Pemeliharaan dan perbaikan
   - Laboratorium
   - Operating supplies

- Biaya umum
- Biaya *overhead*
- Supervisi

c. Biaya tetap/*Fixed cost* (FC)

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

C. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik Etanol ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur : Peter & Timmerhaus.

Untuk menksir harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan :

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n$$ ..... (Peter & Timmerhaus edisi IV, hal 16)[22]

Dimana :

V_A : Harga alat A

V_B : Harga alat B

C_A : Kapasitas alat A

C_B : Kapasitas alat B

- Biaya umum
- Biaya overhead
- Supervisi

c. Biaya setup/tool cost (TC)

- Depreciasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

C. Penskalaan Biaya Alat

Harga mesin alat sering sangat akan bervariasi, tergantung pada pertokoan konsisi ekonomi. Untuk ini digunakan beberapa cara konversi harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rancana pabrik hanya di dibaserkan pada data harga alat yang tersedia dalam literatur : Peter & Timmerhaus.

Untuk menskala harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan :

$$N_A = N_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^{0,6} \quad \text{.....(Peter & Timmerhaus edisi IV, hal 169)}$$

Dimana :

V_A : Harga alat A

V_B : Harga alat B

C_A : Kapasitas alat A

C_B : Kapasitas alat B

n : Eksponen harga alat

Dari perhitungan appendiks E, didapatkan harga peralatan untuk Pra Rencana Pabrik Etanol adalah Rp 121.031.941.997

11.2. Penentuan Total *Capital Investment* (TCI)

a. Biaya langsung (DC)	= Rp 279.583.786.012,10
b. Biaya tak langsung	= Rp 90.773.956.497,43
c. *Fix Capital Investment* (FCI)	= Rp 392.579.207.060,10
d. Modal kerja (WCI)	= Rp 69.278.683.598,84
Maka, TCI	= Rp 461.857.890.658,94

11.3. Penetuan Total *Production Cost* (TPC)

Dari perhitungan Appendix E diperoleh :

a. Biaya produksi langsung	= Rp 815.007.970.184,28
b. Biaya tetap (FC)	= Rp 111.538.680.594,14
c. Biaya *Overhead*	= Rp 1.372.800.000,00
d. Biaya umum (GE)	= Rp 41.265.198.509,21
Maka, TPC	= Rp 969.184.649.287,63

11.4. Laba Perusahaan

Laba perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk dari Appendiks E diperoleh :

Total penjualan	= Rp 1.143.085.920.007,61
Pajak penghasilan	= 20% dari laba kotor
Laba kotor	= Rp 173.901.270.719,98
Laba bersih	= Rp 139.121.016.575,98

a. : Ekspansi luas atap

Dari perhitungan lampiran 6 diperoleh luas proyeksi atap Pa Kencana Pabrik Elanol adalah Rp 121.031.941,997

11.2. Perencanaan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya langsung (DC)	= Rp 277.383.750,010
b. Biaya tak langsung	= Rp 90.773.954,497
c. Fix Capital Investment (FCI)	= Rp 368.157.704,510
d. Modal kerja (WCI)	= Rp 40.272.053.398,84
Maka, TCI	= Rp 40.640.857.800,854

11.3. Perencanaan Total Production Cost (TPC)

Dari perhitungan Lampiran 6 diperoleh :

a. Biaya produksi langsung	= Rp 813.007.970,184
b. Biaya tetap (FC)	= Rp 111.538.850,894
c. Biaya tambahan	= Rp 1.372.000.000,00
d. Biaya umum (GE)	= Rp 1.163.196.998,21
Maka, TPC	= Rp 900.184.419,287

11.4. Laba Perusahaan

Laba perusahaan yang diperoleh dari penjualan produk dari Lampiran 6 diperoleh :

Total penjualan	= Rp 1.143.093.930,007
Pajak penghasilan	= 30% dari laba kotor
Laba kotor	= Rp 172.001.370,719
Laba bersih	= Rp 120.121.014,275

a. *Pay Out Time* (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembelikan modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{Cash flow setelah pajak}} x1 \text{ tahun}$$

Dari Appendiks E diperoleh :

POT = 2,06 tahun

b. *Rate On Investment* (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

- ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{laba kotor}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendiks E, diperoleh :

ROI_{BT} = 44,3%

- ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{laba bersih}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendiks E, diperoleh :

ROI_{AT} = 35,44%

c. Pop van Ville (PVI)

PVI adalah pasar bahasa pemrograman yang ini [illegible] dari tahun yang dibutuhkan dibutuhkan programmer dari waktu yang dibutuhkan untuk mengembangkan [illegible].

$$PVI = \frac{[illegible]}{\text{[illegible] waktu pada}} \times 1 \text{ tahun}$$

Dari Appendix C diperoleh:

PVI = [illegible] tahun

d. Bahasa Inovasi (BI)

BI adalah pemrograman bahasa yang digunakan untuk mengembangkan [illegible] sebagai [illegible] [illegible].

- BI1 adalah [illegible]

$$BI_1 = \frac{\text{[illegible]}}{\text{[illegible]}} \times 100\%$$

Dari Appendix C diperoleh:

BI_1 = [illegible]%

- BI2 adalah [illegible]

$$BI_2 = \frac{\text{[illegible]}}{\text{[illegible]}} \times 100\%$$

Dari Appendix C diperoleh:

BI_2 = [illegible]%

c. *Break Event Point (BEP)*

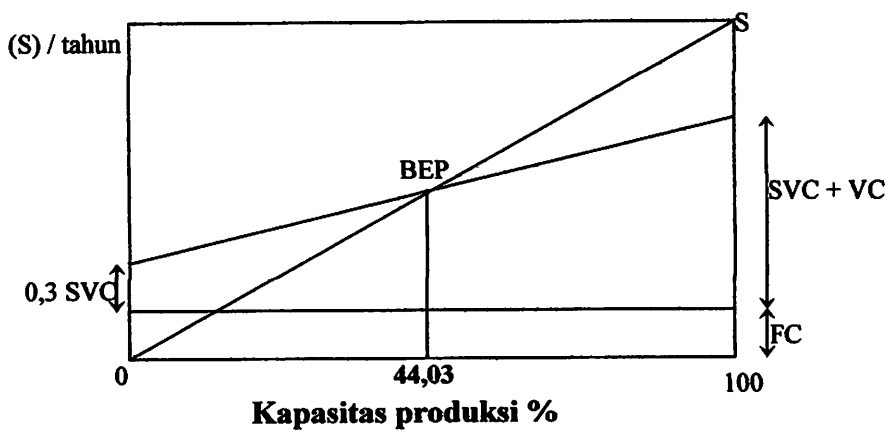
BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi .

$$BEP = \frac{FC + 0{,}3SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendiks E diperoleh :

FC	= Rp 111.538.680.594,14
SVC	= Rp 93.968.863.356,43
VC	= Rp 759.973.527.911,97
S = harga jual	= Rp 1.143.085.920.007,61
Maka nilai BEP	= 44,03 %

Kurva BEP :



d. Shut Dwon Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0{,}3SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendiks E, diperoleh :

SDP = 8,88%

e. Net Present Value (NPV)

Metode ini diguanakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{Ao} (tahun ke -0) untuk masa konstruksi 2 tahun

Dari Appendiks E, diperoleh :

C_{A-2} = Rp 102.039.187.499,06

C_{A-1} = Rp 204.078.374.998,12

C_{A-0} = Rp -306.117.562.497,19

b. Menghitung NPV tiap tahun

$NPV = C_A \times F_d$

Dimana : F_d = faktor diskon = $1/(1+i)^n$

i = tingkat bunga (13%)

C_A = *cash flow* setelah pajak

n = tahun ke-n

Dari Appendiks E, diperoleh :

NPV = Rp 702.130.280.150,27

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Etanol layak untuk didirikan.

$$SDP = \frac{0,35VC}{S - 0,75VC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendiks E, diperoleh :

SDP = 8,88%

c. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk mengetahui selisih dari nilai pencerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah mengitung NPV :

a. Mengitung C_{An} (tahun ke -0) untuk masa konstruksi 2 tahun

Dari Appendiks D, diperoleh :

C_{A2} = Rp 102.039.187,499,00

C_{A1} = Rp 204.078.374,998,12

C_{A0} = Rp -306.117,562,497,19

b. Mengitung NPV dip tahun

$NPV = C_A \times F_1$

Dimana : F_1 = faktor diskon = $1/(1+i)^n$

i = tingkat bunga (17%)

C_A = cash flow setelah pajak

n = tahun ke-n

Dari Appendiks E, diperoleh :

NPV = Rp 702.130.280.139,27

Karena harga NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan.

f. Internal Rate Of Return (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} x(i_2 - i_1)$$

Dari Appendiks E, diperoleh :

IRR = 36,8957%

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (13%) maka pabrik Etanol layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Anonymous. http://id.wikipedia.org/wiki/Etanol. Diakses pada 15 November 2009.
2. Anonymous. http://www.slideshare.net/mah3ndr4/indonesia-mandiri. Diakses pada 15 November 2009.
3. Anonymous. http://agribisnis.deptan.go.id/xplore/files/PENGOLAHAN-HASIL/BioEnergi-Lingkungan/BioEnergi-Perdesaan/BIOFUEL/Bioetanol/Bioethanol.pdf. Diakses pada 15 November 2009.
4. Anonymous. http://mahasiswanegarawan.wordpress.com/2007/08/18/membangun-industri-bioetanol-nasional-sebagai-pasokan-energi-berkelanjutan-dalam-menghadapi-krisis-energi-global/. Diakses pada 15 November 2009.
5. Anonymous. http://nurma.staff.uns.ac.id/files/2009/06/bioethanol.ppt. Diakses pada 15 November 2009.
6. Anonymous. www.webdev.bps.go.id/tabel. Diakses pada 15 November 2009.
7. Anonymous. http://tech.dir.groups.yahoo.com/group/Teknik-Kimia/message/5647. Diakses pada 15 November 2009.
8. Anonymous. http://pdf-search-engine.com/%C2%A92003%20Digitized%20by%20USU%20digital%20library%20KARYA%20ILMIAH%20PRODUKSI%20...-html-

library.usu.ac.id/download/ft/tkimia-hamidah.html. Diakses pada 15 November 2009.

9. Anonymous. http://en.wikipedia.org/wiki/Carbon_dioxide. Diakses pada 15 November 2009.
10. Othmer, Kirk. 1961. "*Encyclopedia of Chemical Technology*" Vol. 8, 2nd ed. John Willey and Son. Inc. New York.
11. Anonymous. http://isroi.com/bioetanol/bahan/tetes. Diakses pada 15 November 2009.
12. Anonymous. http://wiki.xtronics.com/index.php/Viscosity. Diakses pada 11 Desember 2009.
13. Anonymous. http://id.wikipedia.org/wiki/Urea. Diakses pada 15 Februari 2010.
14. Anonymous. http://www.petrokimia-gresik.com/phonska.asp. Diakses pada 15 Februari 2010.
15. Anonymous. http://www.porwal.net/turkeyredoil.htm. Diakses pada 15 Februari 2010.
16. Perry, Robert. H & Don. W. Green. 1999. "*Perry's Chemical Engineer's Handbook*". 7th Ed. McGraw-Hill Companies. Inc. New York.
17. Anonymous. http://isroi.wordpress.com/2008/12/15/membuat-bioetanol-dari-tetes/. Diakses pada 11 Desember 2009.
18. Anonymous. http://www.trubus-online.co.id/trindo3/index.php?option=com_content&view=article&id=2028:

dehidrasi-bikin-bioetanol-100&catid=104:perkebunan&Itemid=483. Diakses pada 11 Desember 2009.

19. Coulson & Richardson. 2005. *"Chemical Engineering Design"*. 4th Ed. Elsevier Butterworth-Heinemann. Oxford.
20. Geankoplis, Christie J. 1997. *"Transport Process & Unit Operations"*. 3rd Ed. Prentice-Hall. New Delhi.
21. Brownell & Young. 1959. *"Process Equipment Design – Vessel Design"*. Wiley Eastern Limited. New Delhi.
22. Peter & Timmerhaus. 1981. *"Plant Design and Economics for Chemical Engineers"*. 4th Ed. McGraw-Hill. New York.
23. Kern, Donald Q. 1965. *"Process Heat Transfer"*. McGraw-Hill. New York.
24. Vilbrandt & Dryden. 1959. *"Chemical Engineering Plant Design"*. 4th Ed. McGraw-Hill. New York.
25. Ulrich, G. D. 1981. *"A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics"*. Wiley. New York.
26. Hesse, H.C and J.H Rushton, 1954. *"Process Equipment Design"*. 1st Ed. D.Van Nostrad Company Ltd. USA.
27. Anonymous. http://ajigunturgeni.blogspot.com/2009/08/teknik-pemurnian-etanol.html. Diakses pada 11 Desember 2009.
28. Anonymous. http://isroi.wordpress.com/2008/11/16/evolusi-teknologi-produksi-ethanol/. Diakses pada 11 Desember 2009.
29. Anonymous. http://en.wikipedia.org/wiki/Invertase. Diakses pada 11 Desember 2009.

30. Anonymous. http://en.wikipedia.org/wiki/Zymase. Diakses pada 11 Desember 2009.

31. Anonymous. http://en.wikipedia.org/wiki/Diastase. Diakses pada 11 Desember 2009.

32. Anonymous. http://id.wikipedia.org/wiki/Alfa-amilase. Diakses pada 11 Desember 2009.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50000 ton/tahun bioetanol 99,5%

$$: 50000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

: 6313,131313 kg/jam

Waktu produksi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Satuan operasi : kg/jam

Basis perhitungan :

Secara teoritis, dari 1000 kg molasses dapat dihasilkan 250 L bioetanol dan ρ etanol pada 30°C diketahui sebesar 0,7838 g/mL[16], maka : 250000 mL × 0,7838 g/mL = 195955 g = 195,955 kg

Jadi, dari 1000 kg molasses dapat dihasilkan 195,955 kg bioetanol, asumsi perbandingan yang didapat sebesar 5,1032 : 1. Maka secara teoritis, untuk mendapatkan 6313,1313 kg/jam bioetanol dibutuhkan bahan baku sebanyak 5,1032× jumlah bioetanol yang didapatkan, yaitu sebesar :

Jumlah molasses yang digunakan secara teoritis = 6313,1313 kg/jam × 5,1032

= 32217,25 kg/jam

Dikarenakan setelah dihitung neraca massanya jumlah etanol kurang dari kapasitas maka jumlah bahan baku yang digunakan adalah :

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50000 ton/tahun bioetanol 99,5%

: $50000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$

: 6313,13131313 kg/jam

Waktu produksi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Satuan operasi : kg/jam

Basis perhitungan :

Secara kontis, dari 1000 kg molasses dapat difermentasi 330 L bioetanol dan pada saat pada 30°C dikatakan sebesar 0,7894 g/ml[lit], maka : 330000 ml × 0,7894 g/ml = 260502 g = 260,502 kg

lagi, dari 1000 kg molasses dapat difermentasi 105,035 kg bioetanol, maka perbandingan yang didapat sebesar 5,1032 : 1. Maka secara kontis untuk mendapatkan 6313,1313 kg/jam bioetanol difermentasi bahan baku sebanyak 5,1032× jumlah bioetanol yang didapatkan, yaitu sebesar :

Jumlah molasses yang digunakan secara kontis = 6313,1313 kg/jam × 5,1032

= 32217,25 kg/jam

Dikarenakan setelah difermentasi masih mengandung jumlah cukup banyak dari kapasitas maka jumlah bahan baku yang digunakan adalah :

$$\text{Jumlah bahan baku yang masuk secara teoritis} = \frac{\text{kapasitas pabrik}}{\text{hasil akhir etanol}} \times \text{jumlah bahan baku masuk}$$

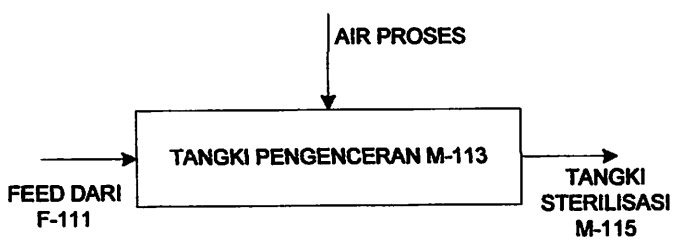
$$= \frac{6313{,}1313}{4005{,}562346} \times 32217{,}25$$

$$= 50777{,}32291 \text{ kg/jam}$$

Komposisi Molasses :

Kandungan	Persentase (%)
Sukrosa	30
Glukosa	12
Fruktosa	13
Air	22
Abu	6
Impurities	17
Jumlah	100

1. TANGKI PENGENCERAN MOLASSES (M-120)



Feed masuk : 51230,8598 kg/jam molasses

Dengan komposisi :

Sukrosa : 30% × 50777,32291 kg/jam = 15233,1969 kg/jam

Glukosa : 12% × 50777,32291 kg/jam = 6093,27875 kg/jam

Fruktosa : 13% × 50777,32291 kg/jam = 6601,05198 kg/jam

Air : 22% × 50777,32291 kg/jam = 11171,011 kg/jam

Abu : 6% × 50777,32291 kg/jam = 3046,63938 kg/jam

Impurities : 17% × 50777,32291 kg/jam = 8632,1449 kg/jam

Diketahui kadar gula setelah pengenceran 14% sehingga air (H_2O) yang dibutuhkan untuk *feed* sebesar 50973,14765 kg/jam adalah :

Kadar gula total dalam molasses = 30% + 12% + 13% = 55%

$$\text{Menghitung kebutuhan air} = \left(\frac{\text{kadar gula total dalam molasses}}{\text{kadar gula yang diinginkan}} \times \text{feed}\right) - \text{feed}$$

$$= \left(\frac{55\%}{14\%} \times 50777{,}32291\right) - 50777{,}32291$$

$$= 148705{,}0172 \text{ kg/jam}$$

Massa total air (H_2O) = kebutuhan air + massa air dalam molasses

= 148705,0172 + 11171,011

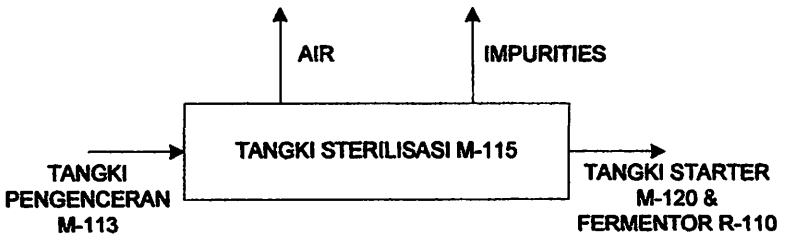
= 159876,0282 kg/jam

Neraca Massa Tangki Pengenceran

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Sukrosa	15233,19688	15233,19688
Glukosa	6093,278752	6093,278752
Fruktosa	6601,051982	6601,051982
Abu	3046,639376	3046,639376
Impurities	8632,144899	8632,144899
Air	159876,0282	159876,0282
Total	199482,3401	199482,3401

Bezeichnung	Anzahl Gebäude	Kubatur (kg/jahr)
Wohnen	[illegible]	[illegible]
Büroen	[illegible]	[illegible]
Industrie	[illegible]	[illegible]
Alle	[illegible]	[illegible]
Insgesamt	[illegible]	[illegible]
Alle	[illegible]	[illegible]
Total	[illegible]	[illegible]

2. TANGKI STERILISASI (M-118)



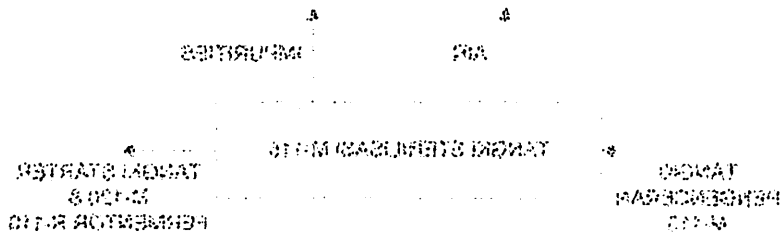
Asumsi kehilangan air akibat sterilisasi pada suhu 121°C = 3% dari total air masuk = 3% × 159876,0282 = 4796,280846 kg/jam

Asumsi kehilangan *impurities* yang berfase gas = 30% dari total *impurities* fase gas = 30% × 6601,05198 = 1980,315594 kg/jam

Neraca Massa Tangki Sterilisasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Hilang
Sukrosa	15233,19688	15233,19688	–
Glukosa	6093,278752	6093,278752	–
Fruktosa	6601,051982	6601,051982	–
Abu	3046,639376	3046,639376	–
Impurities	8632,144899	6651,829304	1980,315594
Air	159876,0282	155079,7474	4796,280846
		192705,7437	6776,596441
Total	199482,3401	199482,3401	

3. TANGKI STERILISASI (M-110)



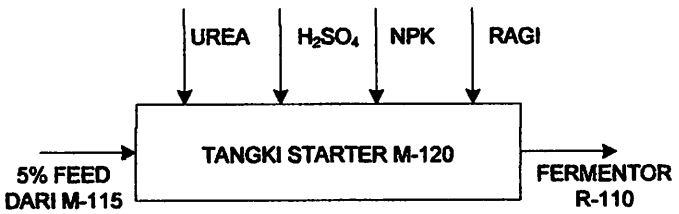
Asumsi kehilangan air akibat sterilisasi pada suhu 121°C = 3% dari total air masuk = 3% × (39876,0262) = 1196,2808 kg/jam

Asumsi kehilangan komponen yang berubah gas = 30% dari total komponen liat gas = 30% × 6601,05198 = 1980,31594 kg/jam

Neraca Massa Tangki Sterilisasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Hilang
Sukrosa	15233,1088	15233,1088	–
Glukosa	6603,27872	6603,27872	–
Protokosa	6601,05198	6601,05198	–
Abu	3046,62776	3046,62776	–
Impurities	6631,44899	6631,82904	1980,31594
Air	39876,0262	38679,7414	1196,2808
		76193,7417	6776,59844
Total	76970,3401	76970,3401	

3. TANGKI STARTER (M-113)



Feed yang digunakan untuk media pembibitan (starter) adalah sebesar 5% dari *feed* keluar tangki sterilisasi.

Banyaknya media = 5% × 192705,7437 kg/jam = 9635,28718 kg/jam

– **Penambahan Nutrien[17] :**

Urea yang dibutuhkan = 0,5% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total komposisi *feed* dari tangki pengencer

= 0,5% × 14% × 199482,3401 = 139,637638 kg/jam

NPK yang dibutuhkan = 0,1% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total komposisi *feed* dari tangki pengencer

= 0,1% × 14% × 199482,3401 = 27,9275276 kg/jam

– **Penambahan Ragi[17] :**

Ragi yang dibutuhkan = 0,2% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total *feed* dari tangki pengencer

= 0,2% × 14% × 199482,3401 = 55,8550552 kg/jam

– **Penambahan H_2SO_4 12% :**

ρ H_2SO_4 12% pada 30°C = 1,0756 g/mL[16]

$$\text{Molaritas } H_2SO_4\ 12\% = \frac{\rho \times \% \times 10}{BM} = \frac{1{,}0756 \times 12 \times 10}{98} = 1{,}315984266 \text{ M}$$

3. TANGKI STARTER (M-113)

UREA	H_2SO_4	NPK	RAGI
V	V	V	V

3% RAGI DARI M-112	TANGKI STARTER M-113	REAKSIVITOR R-110

Fermentor yang digunakan untuk media pembiakan (starter) adalah sebesar 3% dari fermentor kolam tangki sentifugal.

Harga/kg media = 3% × 1042705,7437 kg/jam = 31281,2172 kg/jam

- **Pemakaian Nutrien**[12] :

Urea yang dibutuhkan = 0,3% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total komposisi feed dari tangki pengenceran

= 0,3% × 14% × 1994182,3401 = 119,6509038 kg/jam

NPK yang dibutuhkan = 0,1% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total komposisi feed dari tangki pengenceran

= 0,1% × 14% × 1994182,3401 = 39,83270128 kg/jam

- **Pemakaian Ragi**[13] :

Ragi yang dibutuhkan = 0,2% × kadar gula dalam larutan fermentasi × total feed dari tangki pengenceran

= 0,2% × 14% × 1994182,3401 = 55,8565528 kg/jam

- **Pemakaian H_2SO_4 12%** :

ρ H_2SO_4 12% pada 30°C = 1,0756 g/ml[14]

$$\text{Molarasi } H_2SO_4\ 12\% = \frac{\rho \times \% \times 10}{BM} = \frac{1,0756 \times 12 \times 10}{98} = 1,31598429 \text{ M}$$

$H_2SO_4 \rightarrow 2H^+ + SO_4^{2-}$

Karena 1 mol H_2SO_4 mengandung 2 atom H^+, maka :

$M\ H^+ = 2 \times M\ H_2SO_4 = 2 \times 1{,}315984266 = 2{,}631968532\ M$

pH mula-mula molasses = 5,297 = $10^{-5{,}297}$

pH optimum kondisi operasi di tangki starter dan fermentor = 4,5 = $10^{-4{,}5}$

ρ molasses setelah diencerkan :

Komponen	Massa	xi	SG	(Fraksi*SG)
Molasses	50777,3229	0,25454545	1,4	0,35636364
Air	148705,017	0,74545455	1	0,74545455
	199482,34	1		1,10181818

ρ campuran = (xi × SG) × ρ air pada 30°C = 1,1018 × 0,99564[16] = 1,097022 kg/L

$$\text{Volume campuran } (V_1) = \frac{\text{massa total campuran}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{199482{,}3401}{1{,}097022} = 181839{,}88\ L$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_3V_3$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_3\ (V_1+V_2)$$

$$(10^{-5{,}297} \times 181839{,}88) + (2{,}631968532 \times V_2) = 10^{-4{,}5}\ (181839{,}88 + V_2)$$

$$0{,}917675485 + 2{,}631968532V_2 = 5{,}750281822 + 0{,}00003162V2$$

$$2{,}631936909V_2 = 4{,}8326063$$

$$V_2 = 1{,}8361406\ L$$

Jadi, massa H_2SO_4 yang ditambahkan = 1,8361406 × 1,0756 = 1,974952879 kg

Massa H_2SO_4 yang terdapat di dalam H_2SO_4 12% = 12% × 1,974952879

= 0,236994345 kg

Massa air yang terdapat di dalam H_2SO_4 12% = 1,974952879 – 0,236994345

= 1,737958534 kg

$H_2SO_4 \rightarrow 2H^+ + SO_4^{2-}$

Karena 1 mol H_2SO_4 menghasilkan 2 atom H^+, maka :

$M\,H^+ = 2 \times M\,H_2SO_4 = 2 \times 1.31984266 = 2.63968532\ M$

pH asam-asam monoprotik = $3.297 = 10^{-3.297}$

pH optimum bakteri operasi di antara suhu dan konsentrasi = $4.5 = 10^{-4.5}$

p molarity setelah diencerkan :

Komponen	Massa	xi	SG	(Massa*SG)
Massa	307771.7729	0.224845845	1.4	0.139636364
Air	1482105.017	0.743154155	1	0.743154155
	1990182.34	1		1.101818318

p campuran = (xi x SG) = p air pada 30°C = $1.1018 \times 0.99564^{(30-4)} = 1.097022$ kg/L

$$\text{Volume campuran } (V_3) = \frac{\text{massa total campuran}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1990182.340}{1.097022} = 1818639.88\ L$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_3V_3$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M_3\,(V_1 + V_2)$$

$$(10^{-3.297} \times 1818639.88) + (2.63968532 \times V_2) = 10^{-4.5}\,(1818639.88 + V_2)$$

$$0.01726483 + 2.63968532V_2 = 5.7302618322 + 0.00001623V_2$$

$$2.63967909V_2 = 4.8320003$$

$$V_2 = 1.8301406\ L$$

Jadi, massa H_2SO_4 yang ditambahkan = $1.8301406 \times 1.0756 = 1.974952879$ kg

Massa H_2SO_4 yang terdapat di dalam H_2SO_4 12% = 1.276×1.974952879

$= 0.236994345$ kg

Massa air yang terdapat di dalam H_2SO_4 12% = $1.974952879 - 0.236994345$

$= 1.737958534$ kg

Untuk tangki starter, H_2SO_4 yang ditambahkan = 5% × 1,974952879

= 0,09874764 kg

Untuk fermentor, H_2SO_4 yang ditambahkan = 1,974952879 – 0,09874764

= 1,87620524 kg

Neraca Masuk Tangki Starter

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrosa	761,659844
Glukosa	304,6639376
Fruktosa	330,0525991
Abu	152,3319688
Impurities	332,5914652
Air	7753,987368
Total	9635,287183
H_2SO_4	0,098747644
Urea	139,6376381
NPK	27,92752761
Biomassa	55,85505523
O_2	100,959061
N_2	332,4955876
Total	10292,2608

– **Reaksi Hidrolisa**

$$\underset{\text{sukrosa}}{C_{12}H_{22}O_{11}} + \underset{\text{air}}{H_2O} \xrightarrow{\text{invertase}} \underset{\text{glukosa}}{C_6H_{12}O_6} + \underset{\text{fruktosa}}{C_6H_{12}O_6}$$ [18]

Konversi reaksi = 95%[18]

$$\text{Mol sukrosa mula-mula} = \frac{\text{massa sukrosa}}{\text{BM sukrosa}} = \frac{761{,}659844}{342{,}301606} = 2{,}22511326 \text{ kmol}$$

Massa larutan asam sulfat, H_2SO_4 yang dibutuhkan = 5% × 1,0740523274

= 0,0537426164 kg

Massa larutan formaldehida, H_2SO_4 yang dibutuhkan = 1,0740523274 − 0,0537426164

= 1,0203097110 kg

Neraca Massa Tangki Starter

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrosa	701,6598444
Cellulosa	304,0029276
Fruktosa	570,0532991
Abu	152,3119088
Isopropanol	322,5914052
Air	7723,9472368
Total	9615,5271184
H_2SO_4	0,0537426164
Urea	1,0203097081
NPK	27,0275227061
Ammonia	32,8560053523
O_2	100,0290961
N_2	342,4093376
Total	10202,2408

- Reaksi Hidrolisa

$$\underset{\text{sukrosa}}{C_{12}H_{22}O_{11}} + \underset{\text{air}}{H_2O} \xrightarrow{\text{invertase}} \underset{\text{glukosa}}{C_6H_{12}O_6} + \underset{\text{fruktosa}}{C_6H_{12}O_6}$$

Konversi reaksi = 95%[1]

Mol sukrosa mula-mula = $\frac{\text{massa sukrosa}}{\text{BM sukrosa}} = \frac{701,6598444}{342,3010406} = 2,2371123 \text{ kmol}$

Mol sukrosa yang bereaksi = mol sukrosa mula-mula × konversi reaksi

= 2,22511326 kmol × 0,95% = 2,1138576 kmol

$$\text{Mol air mula-mula} = \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} = \frac{7753{,}987368}{18{,}01531} = 430{,}410988 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

		$C_{12}H_{22}O_{11}$	$+ H_2O$	$\longrightarrow C_6H_{12}O_6$	$+ C_6H_{12}O_6$
Mula-mula	:	2,2251	430,4109	–	–
Bereaksi	:	2,1138	2,1138	2,1138	2,1138
Sisa	:	0,1112	428,2971	2,1138	2,1138

Massa sukrosa sisa = 0,111255663 × 342,301606 = 38,0829922 kg/jam

Massa H_2O sisa = 428,29713 × 18,01531 = 7715,90557 kg/jam

Massa glukosa terbentuk = 2,113857601 × 180,158458 = 380,829326 kg/jam

Massa fruktosa terbentuk = 2,113857601 × 180,158458 = 380,829326 kg/jam

– **Reaksi Pemecahan Urea**

$$\underset{\text{urea}}{CH_6O_2N_2} \longrightarrow \underset{\text{ammonia}}{2NH_3} + \underset{\text{karbondioksida}}{CO_2}$$

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol urea mula-mula} = \frac{\text{massa urea}}{\text{BM urea}} = \frac{139{,}6376381}{78{,}071094} = 1{,}788595893 \text{ kmol}$$

Mol urea yang bereaksi = mol urea mula-mula × konversi reaksi

= 1,788595893 kmol × 98% = 1,752823975 kmol

Mol sukrosa yang bereaksi = mol sukrosa mula-mula × konversi reaksi

= 2,1138376 kmol × 0,0954 = 2,1138376 kmol

$$\text{Mol air mula-mula} = \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} = \frac{7743,08725 \text{ kg}}{18,01531} = 430,4109 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \longrightarrow C_6H_{12}O_6 + C_6H_{12}O_6$$

Mula-mula	:	2,1138	430,4109	-	-
Bereaksi	:	2,1138	2,1138	2,1138	2,1138
Sisa	:	0,1112	428,2971	2,1138	2,1138

Massa sukrosa sisa = 0,1112356 × 342,3010 = 38,0832972 kg/jam

Massa H_2O sisa = 428,2971 × 18,0153 = 7713,9037 kg/jam

Massa glukosa terbentuk = 2,1138376 × 180,1558 = 380,8297128 kg/jam

Massa fruktosa terbentuk = 2,1138376 × 180,1558 = 380,8297128 kg/jam

- **Mesin Pemasakan Urea**

$$CH_4N_2O \longrightarrow 2NH_3 + CO_2$$

urea amonia karbondioksida

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol urea mula-mula} = \frac{\text{massa urea}}{\text{BM urea}} = \frac{129,6775391}{78,07104} = 1,7485918695 \text{ kmol}$$

Mol urea yang bereaksi = mol urea mula-mula × konversi reaksi

= 1,7485918695 kmol × 98% = 1,7136239979 kmol

Persamaan reaksi :

		$CH_6O_2N_2$	$\longrightarrow$	$2NH_3$	$+ CO_2$
Mula-mula	:	1,7885		–	–
Bereaksi	:	1,7528		3,5056	1,7528
Sisa	:	0,0357		3,5056	1,7528

Massa urea sisa = 0,035771918 × 78,071094 = 2,792752761 kg/jam

Massa NH_3 terbentuk = 3,50564795 × 17,030567 = 59,70317229 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 1,752823975 × 44,009959 = 77,14171127 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Biomassa**

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O^{[2]}$$

Glukosa & fruktosa oksigen ammonia biomassa karbondioksida air

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol } NH_3 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } NH_3}{\text{BM } NH_3} = \frac{59{,}70317229}{17{,}030567} = 3{,}50564795 \text{ kmol}$$

Mol NH_3 yang bereaksi = mol NH_3 mula-mula × konversi reaksi

= 3,50564795 kmol × 98% = 3,435534991 kmol

$$\text{Mol glukosa \& fruktosa mula-mula} = \frac{\text{massa total glukosa dan fruktosa}}{\text{BM glukosa (fruktosa)}}$$

$$= \frac{(685{,}493264 + 710{,}881925)}{180{,}158458}$$

= 7,75081672 kmol

$$\text{Mol } O_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{koefisien } O_2}{\text{koefisien } NH_3} \times \text{mol } NH_3 \text{ mula} - \text{mula} \times 1{,}2 \text{ udara excess}$$

$$= \frac{3}{4} \times 3{,}50564795 \text{ kmol} \times 1{,}2 = 3{,}155083155 \text{ kmol}$$

Fermentation reaction :

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2NH_3 + CO_2$$

Mole-mole	:	1.7863	-	-
Bereaksi	:	1.7528	-	3.5056 1.7528
Sisa	:	0.0335		3.5056 1.7528

Mass urea sisa = 0.0335 kmol × 78.07100 = 2.7027361 kg/jam

Mass NH_3 terbentuk = 3.5056 kmol × 17.03052 = 59.7013729 kg/jam

Mass CO_2 terbentuk = 1.7528 kmol × 44.00959 = 77.14171127 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Asam Sitrat**

$$4C_6H_{12}O_6 + 5O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 2C_6H_{12}O_7N_2 + 4CO_2 + 12H_2O$$

(Glukosa & Oksigen, ammonia, urea, karbondioksida, air)

Assumsi konversi reaksi = 95%

$$\text{Mol } NH_3 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } NH_3}{\text{BM } NH_3} = \frac{59.7013729}{17.03052} = 3.5056 \text{ kmol}$$

Mol NH_3 yang bereaksi = mol NH_3 mula-mula × konversi reaksi

= 3.5056 kmol × 95% = 3.33033 kmol

$$\text{Mol glukosa \& O}_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa total glukosa dan oksigen}}{\text{BM glukosa (oksigen)}}$$

$$= \frac{(683.4932264 + 710.8810252)}{180.15588}$$

= 7.7508107 kmol

$$\text{Mol O}_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{koefisien O}_2}{\text{koefisien } NH_3} \times \text{mol } NH_3 \text{ mula-mula} \times 1.2 \text{ sebagai excess}$$

$$= \frac{5}{4} \times 3.5056 \text{ kmol} \times 1.2 = 5.25843 \text{ kmol}$$

Dari perhitungan mol, didapat massa O_2 mula-mula sebesar :

Massa O_2 mula-mula = mol O_2 mula-mula × BM O_2

= 3,155083155 kmol × 31,998859 = 100,959061 kg/jam

Dari perhitungan ini pula, didapat massa N2 mula-mula sebesar :

$$\text{Massa } N_2 \text{ mula-mula} = \left(\frac{\text{persentase } N_2 \text{ di udara}}{\text{persentase } O_2 \text{ di udara}} \times \text{mol } O_2\right) \times \text{BM } N_2$$

$$= \frac{79}{21} \times 3{,}155083155 \times 28{,}013494 = 332{,}495588 \text{ kg/jam}$$

Persamaan reaksi :

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$$

Mula-mula	:	7,7508	3,1550	3,5056	–	–	–
Bereaksi	:	3,4355	2,5766	3,4355	17,1776	3,4355	10,3066
Sisa	:	4,3152	0,5784	0,0701	17,1776	3,4355	10,3066

Massa glukosa dan fruktosa sisa = 4,315281729 × 180,158458

= 777,434502 kg/jam

Massa O_2 sisa = 0,57843191 × 31,998859 = 18,5091612 kg/jam

Massa NH_3 sisa = 0,070112959 × 17,030567 = 1,19406345 kg/jam

Massa biomassa terbentuk = 17,17767495 × 24,626456 = 423,025256 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 3,435534991 × 44,009959 = 151,197754 kg/jam

Massa air terbentuk = 10,30660497 × 18,01531 = 185,676684 kg/jam

Asumsi NPK yang digunakan untuk perkembangbiakan ragi 100% habis.

Son pertinence est, donc, une masse de monoxyde de carbone :

Masse CO produite = mol CO produites × 28,01 g

= 1,1 mol × 28,01 g/mol = 30,8 kg = 30 800 g

Son pertinence est aussi, donc, une masse de dioxyde de carbone :

Masse CO_2 produite = $\left(\frac{\text{masse } CO_2 \text{ produite}}{\text{masse CO produite}}\right)$ × masse CO

= $\frac{70}{21}$ × 30 800 g = 103 333 g = 103,333 kg

Récapitulons :

$4C_7H_{16}O_4 + 31O_2 + 16N_2 \longrightarrow 28CO + 14CO_2 + 16N_2 + 32H_2O$

Nitrido-nitrite	:	2,7756	3,1756	1,0000	—	—
Dioxyde	:	3,1756	3,5756	1,1333	12,1778	2,4356
Soit	:	0,3756	0,3756	0,1333	12,1778	2,4356

Masse globale des réactifs = 4,1132756 + 3,1756 = 7,2888 kg

= 7 288 g

Masse O_2 = 0,3756 mol × 31,9988 = 12,0220 kg

Masse N_2 = 0,3756 mol × 28,0134 = 10,5250 kg

Masse hydrogène = 12,1778 mol × 2,0159 = 24,5556 kg

Masse CO_2 produite = 2,4356 mol × 44,0095 = 107,1778 kg

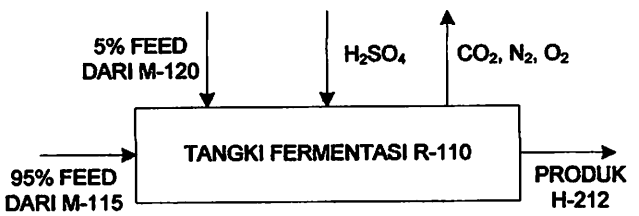
Masse de monoxyde = 1,1 mol × 28,01 = 30,8 kg

Masse N_2 = 10,5250 kg + 16,0134 = 26,5384 kg

Neraca Massa Tangki Starter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Habis
Sukrosa	761,659844	38,0829922	–
Glukosa	304,6639376	381,6496587	–
Fruktosa	330,0525991	395,7848435	–
Abu	152,3319688	152,3319688	–
Impurities	332,5914652	332,5914652	–
Air	7753,987368	7901,582252	–
H_2SO_4	0,098747644	0,098747644	–
Urea	139,6376381	2,792752761	–
NPK	27,92752761	–	27,9275276
Biomassa	55,85505523	478,8803117	–
NH_3	–	1,194063446	–
CO_2	–	228,3394654	–
O_2	100,959061	18,50916118	–
N_2	332,4955876	332,4955876	–
		10264,33327	27,9275276
Total	10292,2608	10292,2608	

4. TANGKI FERMENTASI (R-110)



Feed yang digunakan untuk media fermentasi adalah sebesar 95% dari *feed* keluar tangki sterilisasi.

Banyaknya feed = 95% × 192705,7437 kg/jam = 183070,456 kg/jam

Asumsi penambahan antifoam = 10 ppm = 0,00001 × *feed* masuk fermentor

= 0,00001 × 183070,456

= 1,8307046 kg/jam

Neraca Masuk Total = Neraca Masuk Fermentor + Neraca Keluar Tangki Starter

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrosa	14509,62
Glukosa	6170,26447
Fruktosa	6666,78423
Abu	3046,63938
Impurities	6651,8293
Air	155227,342
H_2SO_4	1,97495288
Urea	2,79275276
Biomassa	478,880312
NH_3	1,19406345
CO_2	228,339465
O_2	18,5091612
N_2	332,495588
Antifoam	1,8307046
Total	193338,4967

– **Reaksi Hidrolisa**

$$\underset{\text{sukrosa}}{C_{12}H_{22}O_{11}} + \underset{\text{air}}{H_2O} \xrightarrow{\text{invertase}} \underset{\text{glukosa}}{C_6H_{12}O_6} + \underset{\text{fruktosa}}{C_6H_{12}O_6}$$ [18]

Konversi reaksi = 95%[18]

$$\text{Mol sukrosa mula-mula} = \frac{\text{massa sukrosa}}{\text{BM sukrosa}} = \frac{14509{,}62}{342{,}301606} = 42{,}38840769 \text{ kmol}$$

Asumsi penambahan antifoam = 10 ppm = 0,00001 × feed masuk fermenter

= 0,00001 × 183070,456

= 1,830706 kg/jam

Massa Masuk Total = Massa Masuk Fermenter + Massa Kolom Tunggi Bioreactor

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrose	14300,62
Glukosa	6172,3044
Fruktosa	6006,7843
Abu	3906,63958
Impurities	4051,8297
Air	155227,342
H_2SO_4	1,074605288
Urea	2,702752276
Biomassa	478,880312
NH_3	1,159100344
CO_2	228,3304605
O_2	18,30961612
N_2	312,4055588
Antifoam	1,830706
Total	183070,456

- Reaksi Hidrolisis

$$\underset{\text{sukrose}}{C_{12}H_{22}O_{11}} + \underset{\text{air}}{H_2O} \xrightarrow{\text{invertase}} \underset{\text{glukosa}}{C_6H_{12}O_6} + \underset{\text{fruktosa}}{C_6H_{12}O_6}$$

Konversi reaksi = 95%[1]

$$\text{Mol sukrose masuk-mula} = \frac{\text{massa sukrose}}{\text{BM sukrose}} = \frac{14300,62}{342,3010600} = 42,1884070 \text{ kmol}$$

Mol sukrosa yang bereaksi = mol sukrosa mula-mula × konversi reaksi

= 42,38840769 kmol × 95% = 40,26898731 kmol

$$\text{Mol air mula-mula} = \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} = \frac{155227{,}342}{18{,}01531} = 8616{,}412499 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

		$C_{12}H_{22}O_{11}$	$+ H_2O$	$\longrightarrow C_6H_{12}O_6$	$+ C_6H_{12}O_6$
Mula-mula	:	42,3884	8616,4124	–	–
Bereaksi	:	40,2689	40,2689	40,2689	40,2689
Sisa	:	2,1194	8576,1435	40,2689	40,2689

Massa sukrosa sisa = 2,119420385 × 342,301606 = 725,4810014 kg/jam

Massa air sisa = 8576,143511 × 18,01531 = 154501,884 kg/jam

Massa glukosa terbentuk = 40,26898731 × 180,158458 = 7254,798658 kg/jam

Massa fruktosa terbentuk = 40,26898731 × 180,158458 = 7254,798658 kg/jam

– **Reaksi Pemecahan Urea**

$$\underset{\text{urea}}{CH_6O_2N_2} \longrightarrow \underset{\text{ammonia}}{2NH_3} + \underset{\text{karbondioksida}}{CO_2}$$

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol urea mula-mula} = \frac{\text{massa urea}}{\text{BM urea}} = \frac{2{,}79275276}{78{,}071094} = 0{,}03577192 \text{ kmol}$$

Mol urea yang bereaksi = mol urea mula-mula × konversi reaksi

= 0,03577192 kg/jam × 98% = 0,03505648 kmol

Mol sukrosa yang bereaksi = mol sukrosa mula-mula × konversi reaksi

= 42,3884 kmol × 95% = 40,2690731 kmol

$$\text{Mol air mula-mula} = \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} = \frac{1532272,342}{18,0153} = 85104,1399 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \longrightarrow C_6H_{12}O_6 + C_6H_{12}O_6$$

Mula-mula	:	42,3884 kmol	85104,1399	–	–
Bereaksi	:	40,2690	40,2690	40,2690	40,2690
Sisa	:	2,1194	85063,8709	40,2690	40,2690

Massa sukrosa sisa = 2,1194 kmol × 342,3000 kg/kmol = 725,4821 kg/jam

Massa air sisa = 85063,8709 kmol × 18,0153 kg/kmol = 1532001,884 kg/jam

Massa glukosa terbentuk = 40,2690731 kmol × 180,1558 kg/kmol = 7254,708658 kg/jam

Massa fruktosa terbentuk = 40,2690731 kmol × 180,1558 kg/kmol = 7254,708658 kg/jam

- Reaksi Pembentukan Urea

$$CH_4ON_2 \longrightarrow 2NH_3 + CO_2$$

urea amoniak karbondioksida

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol urea mula-mula} = \frac{\text{massa urea}}{\text{BM urea}} = \frac{2,792732276}{76,07194} = 0,0367171962 \text{ kmol}$$

Mol urea yang bereaksi = mol urea mula-mula × konversi reaksi

= 0,0367171962 kg/jam × 98% = 0,0359948423 kmol

Persamaan reaksi :

		$CH_6O_2N_2$	$\longrightarrow$	$2NH_3$	$+ CO_2$
Mula-mula	:	0,0357		–	–
Bereaksi	:	0,0350		0,0701	0,0350
Sisa	:	0,0007		0,0701	0,0350

Massa urea sisa = 0,000715438 × 78,071094 = 0,05585506 kg/jam

Massa NH_3 terbentuk = 0,07011296 × 17,030567 = 1,19406345 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 0,035056479 × 44,009959 = 1,54283423 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Biomassa**

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O^{[2]}$$

Glukosa & fruktosa oksigen ammonia biomassa karbondioksida air

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol } NH_3 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } NH_3}{\text{BM } NH_3} = \frac{2,38812689}{17,030567} = 0,140225918 \text{ kmol}$$

Mol NH_3 yang bereaksi = mol NH_3 mula-mula × konversi reaksi

= 0,140225918 kmol × 98% = 0,1374214 kmol

$$\text{Mol } O_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } O_2}{\text{BM } O_2} = \frac{18,5091612}{31,998859} = 0,578431912 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol glukosa \& fruktosa mula-mula} = \frac{\text{massa total glukosa dan fruktosa}}{\text{BM glukosa (fruktosa)}}$$

$$= \frac{(13425,06313 + 13921,58288)}{180,158458}$$

$$= 151,7921852 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

$$C_{12}H_{22}O_{11} \longrightarrow 2NH_3 + CO_2$$

Mula-mula	:	0,0857	-	-
Bereaksi	:	0,0350	0,0701	0,0350
Sisa	:	0,0507	0,0701	0,0350

Massa urea sisa = 0,0007134128 × 72,07176064 = 0,05238396 kg/jam

Massa NH_3 terbentuk = 0,0701126 × 17,0306507 = 1,194006345 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 0,0350563277 × 44,0099550 = 1,542834451 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Monosaccharide**

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1.6}O_{0.4}N_{0.2} + 4CO_2 + 12H_2O^{[4]}$$

Glukosa & Fruktosa oksigen ammonia biomassa karbondioksida air

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol } NH_3 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } NH_3}{\text{BM } NH_3} = \frac{2,3301126\,kg}{17,0306507} = 0,1440223918 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol } NH_3 \text{ yang bereaksi} = \text{mol } NH_3 \text{ mula-mula} \times \text{konversi reaksi}$$

$$= 0,1440223918 \text{ kmol} \times 98\% = 0,1377421\text{-}4 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol } O_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } O_2}{\text{BM } O_2} = \frac{18,5001012}{31,9988\,kg} = 0,5780631012 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol glukosa \& fruktosa mula-mula} = \frac{\text{massa total glukosa dan fruktosa}}{\text{BM glukosa (fruktosa)}}$$

$$= \frac{(13,4252100912 - 1,2921,98234)}{180,158438}$$

$$= 141,7021852 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$$

Mula-mula	:	151,7921	0,5784	0,1402	–	–	–
Bereaksi	:	0,1374	0,1030	0,1374	0,6871	0,1374	0,4122
Sisa	:	151,6547	0,4753	0,0028	0,6871	0,1374	0,4122

Massa glukosa dan fruktosa sisa = 151,6547638 × 180,158458

= 27321,88839 kg/jam

Massa O_2 sisa = 0,475365862 × 31,998859 = 15,21116519 kg/jam

Massa NH_3 sisa = 0,002804518 × 17,030567 = 0,047762538 kg/jam

Massa biomassa terbentuk = 0,687107 × 24,626456 = 16,92101026 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 0,1374214 × 44,009959 = 6,047910163 kg/jam

Massa air terbentuk = 0,4122642 × 18,01531 = 7,427067345 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Etanol**

$$\underset{\text{glukosa}}{C_6H_{12}O_6} \longrightarrow \underset{\text{etanol}}{2C_2H_5OH} + \underset{\text{karbondioksida}}{2CO_2}$$ [2]

Konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol glukosa mula-mula} = \frac{\text{massa glukosa}}{\text{BM glukosa}} = \frac{13412,90907}{180,158458} = 74,450621 \text{ kmol}$$

Mol glukosa yang bereaksi = mol glukosa mula-mula × konversi reaksi

= 74,450621 kmol × 98% = 72,9616086 kmol

Formaldehyde recovered :

[illegible] = [illegible] ---> [illegible] = [illegible]

Multi-mole	[illegible]	-	-	-
Recovered	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Also	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Also glucose from Sucrose use = [illegible] = [illegible]

= [illegible] kg/hm

Mass $C_6H_{12}O_6$ use = [illegible] = [illegible] kg/hm

Mass NH_3 use = [illegible] = [illegible] kg/hm

Mass hydrogen peroxide = [illegible] = [illegible] = [illegible] kg/hm

Mass CO_2 recovered = [illegible] = [illegible] = [illegible] kg/hm

Mass H_2O recovered = [illegible] = [illegible] = [illegible] kg/hm

- Residual Fermentation Mass:

[illegible] ---> [illegible]

glucose cell hydrogen

Mass cell residual = 40%

Mol glucose multi-cell = $\frac{\text{mass glucose}}{\text{180 glucose}} = \frac{[illegible]}{180 \text{ g/mol}}$ = [illegible] kmol

Mol glucose used for formaldehyde = mol glucose multi-cell + formaldehyde

= [illegible] kmol + [illegible] = [illegible] kmol

Persamaan reaksi :

		$C_6H_{12}O_6$	$\longrightarrow$ $2C_2H_5OH$	$+ 2CO_2$
Mula-mula	:	74,4506	–	–
Bereaksi	:	72,9616	145,9232	145,9232
Sisa	:	1,5023	145,9232	145,9232

Massa glukosa sisa = 1,48901242 × 180,158458 = 268,258181 kg/jam

Massa etanol terbentuk = 145,923217 × 46,06927 = 6722,57609 kg/jam

Massa CO_2 terbentuk = 145,923217 × 44,009959 = 6422,0748 kg/jam

– **Reaksi Pembentukan Asetaldehid**

$$\underset{\text{etanol}}{C_2H_5OH} + \underset{\text{oksigen}}{1/2O_2} \longrightarrow \underset{\text{asetaldehid}}{C_2H_4O} + \underset{\text{air}}{H_2O}$$

Asumsi konversi reaksi = 98%

$$\text{Mol } O_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{massa } O_2}{\text{BM } O_2} = \frac{15{,}21116519}{31{,}998859} = 0{,}47536586 \text{ kmol}$$

Mol O_2 yang bereaksi = mol O_2 mula-mula × konversi reaksi

= 0,47536586 kmol × 98% = 0,46585854 kmol

$$\text{Mol etanol mula-mula} = \frac{\text{massa etanol}}{\text{BM etanol}} = \frac{6722{,}57609}{46{,}06927} = 145{,}923217 \text{ kmol}$$

Persamaan reaksi :

		C_2H_5OH	$+ 1/2O_2$	$\longrightarrow$ C_2H_4O	$+ H_2O$
Mula-mula	:	145,9232	0,4753	–	–
Bereaksi	:	0,9317	0,4658	0,9317	0,9317
Sisa	:	144,9915	0,0095	0,9317	0,9317

Massa etanol sisa = 144,9915 × 46,06297 = 6679,652563 kg/jam

Massa O_2 sisa = 0,00950732 × 31,998859 = 0,304223304 kg/jam

Massa C_2H_4O terbentuk = 0,931717089 × 44,05339 = 41,04529631 kg/jam

Massa air terbentuk = 0,93171709 × 18,01531 = 16,7851722 kg/jam

– **Gas-gas yang hilang**

Asumsi CO_2 yang larut = 1% total CO_2 = 1% × 6658,005013

= 66,58005013 kg/jam

Jadi, CO2 yang hilang keluar fermentor = 6658,005013 – 66,58005013

= 6591,424963 kg/jam

Asumsi O_2 dan N_2 yang hilang keluar = 100% termasuk N_2 yang terdapat pada *impurities* sebesar 70%.

Neraca Massa Tangki Fermentasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Tetap	Hilang
Sukrosa	14509,62	725,4810014	–
Glukosa	6170,26447	268,2581815	–
Fruktosa	6666,78423	13908,97931	–
Abu	3046,63938	3046,639376	–
Impurities	6651,8293	2031,092917	4620,7364
Air	155227,342	154526,0962	–
H_2SO_4	1,97495288	1,974952879	–
Urea	2,79275276	0,055855055	–
Biomassa	478,880312	495,8013219	–
NH_3	1,19406345	0,047762538	–
CO_2	228,339465	66,58005013	6591,425
O_2	18,5091612	–	0,3042233
N_2	332,495588	–	332,49559
C_2H_5OH	–	6679,652563	–

Mass O_2 sisa = 0.00095072 × 31.998839 = 0.3042232304 kg/jam

Mass $C_6H_{12}O$ terbentuk = 0.017171089 × 42.03139 = 0.7218429071 kg/jam

Mass air terbentuk = 0.017171089 × 18.0153 = 0.2578172 kg/jam

- Gas-gas yang hilang

Asumsi CO_2 yang lolos = 1% mol CO_2 = 1% × 66.38009013

= 66.38009013 kg/jam

Jadi CO_2 yang hilang bersama fermentor = 6638.009013 − 66.38009013

= 6571.629013 kg/jam

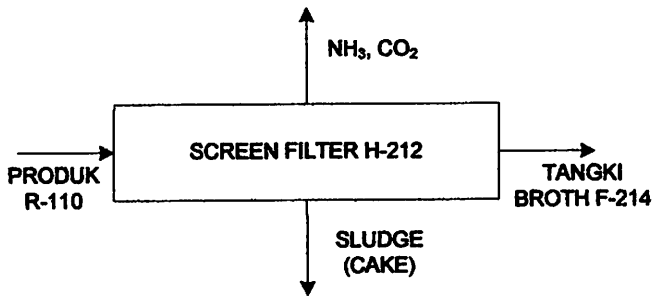
Asumsi O_2 dan N_2 yang hilang bersama = 100% komposisi N_2 yang terdapat pada inoculum adalah 70%.

Neraca Massa Tangki Fermentasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Temp	Hilang
Sukrosa	1450.02	725.4810114	-
Glukosa	61.70256447	268.2581815	
Fruktosa	6666.7823	1,908.07051	-
Abu	3846.6392	3846.639276	-
Impurities	660.8293	2071.0029117	-1620.7764
Air	15522.342	15462.06962	-
H_2SO_4	1,927.6128	1,927.6128279	-
Urea	2,702.7276	0.055865055	-
Biomass	478.8807172	495.8017119	-
NH_3	1,940.6746	0.047703238	-
CO_2	238.3,9465	66.38009013	6571.629
O_2	18.3091812	-	0.3042232
N_2	322.1925386	-	322.4925
$C_6H_{12}O$	-	60.7848252363	-

C_2H_4O	–	41,04529631	–
Antifoam	1,8307046	1,830704565	–
		181793,5355	11544,961
Total	193338,4967	193338,4967	

5. *SCREEN FILTER*

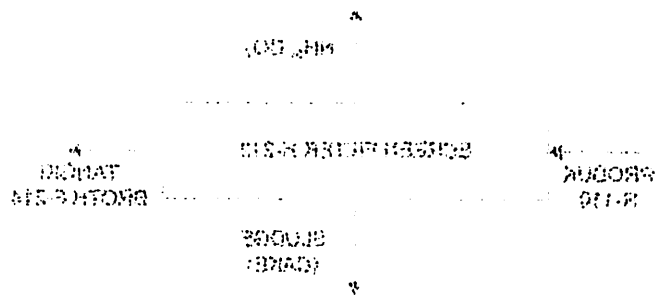


Neraca Masuk *Screen Filter*

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrosa	725,4810014
Glukosa	268,2581815
Fruktosa	13908,97931
Abu	3046,639376
Impurities	2031,092917
Air	154526,0962
H_2SO_4	1,974952879
Urea	0,055855055
Biomassa	495,8013219
NH_3	0,047762538
CO_2	66,58005013
C_2H_5OH	6679,652563
C_2H_4O	41,04529631
Antifoam	1,830704565
Total	181793,5355

$C_6H_{12}O_6$	—	41,042,960.1	—
Antifoam	1,820,704.65	1,820,704.65	—
		181,703,333	115,446,901
Total	192,338,496.7	192,338,496.7	

3. SCREEN FILTER



Screen Mesh Screen Filter

Component	Mass (kg/min)
Sucrose	725,481.001
Glucose	306,234.815
Fructose	3,908.077
Ash	3,046.029
Impurities	203,007.917
Air	1,463,204.2
H_2SO_4	1,074,023.79
Urea	0.057,585,055
Monosaccharides	405,301,519
NH_3	0.047,702,548
CO_2	66,580,501.1
C_2H_5OH	667,0.025,05
$C_6H_{12}O_6$	41,042,960.1
Antifoam	1,820,704.65
Total	181,703,333

Dry Cake (Fase solid) → tertahan di filter : abu, impurities, biomassa

Fase gas keluar ke udara : NH_3 dan CO_2

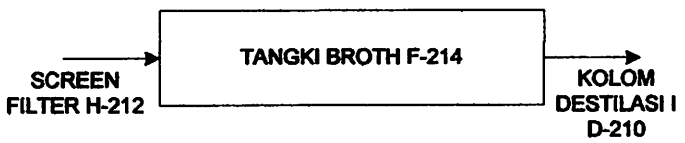
Asumsi filtrat terikut *cake* = 0,5% total filtrat

= 0,5% × 176153,3741 = 880,7669 kg/jam

Neraca Massa *Screen Filter*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		Filtrat	Cake	Hilang
Sukrosa	725,4810014	721,8535964	3,627405007	–
Glukosa	268,2581815	266,9168906	1,341290907	–
Fruktosa	13908,97931	13839,43442	69,54489657	–
Abu	3046,639376	–	3046,639376	–
Impurities	2031,092917	–	2031,092917	–
Air	154526,0962	153753,4657	772,630481	–
H_2SO_4	1,974952879	1,965078115	0,009874764	–
Urea	0,055855055	0,05557578	0,000279275	–
Biomassa	495,8013219	–	495,8013219	–
NH_3	0,047762538	–	–	0,047762538
CO_2	66,58005013	–	–	66,58005013
C_2H_5OH	6679,652563	6646,2543	33,39826282	–
C_2H_4O	41,04529631	40,84006983	0,205226482	–
Antifoam	1,830704565	1,821551042	0,009153523	–
		175272,6072	6454,300486	66,62781267
Total	181793,5355		181793,5355	

6. TANGKI BROTH



Dry Cake (Fine solid) → termasuk di filter : pasir, impurities, biomassa

Flue gas keluar ke udara : NH_3, dan CO_2

Asumsi filter terpakai sebesar 0,5% total filter

= 0,5% × 1765152,3771 = 8825,7609 kg/jam

Neraca Massa Screw Filter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		Filter	Cake	Filtrate
Sukrosa	722,4871011	721,4237904	3,4272050007	–
Glukosa	208,2281815	206,9108906	1,3172909007	–
Fruktosa	1290,1721	1283,4744	6,6944805027	–
Abu	3946,6392170	–	3946,6392170	–
Impurities	2031,0920017	–	2031,0920017	–
Air	1543234,0962	1537251,4657	772,4304321	–
H_2SO_4	1,9724952279	1,9630724115	0,0098447764	–
Lipid	0,0835835655	0,0832575278	0,0003272275	–
Biomassa	495,8013119	–	495,8013119	–
NH_3	0,0477042738	–	–	0,0477042738
CO_2	66,5800570113	–	–	66,5800570113
C_2H_5OH	6679,0825263	6646,2549	32,8276263	–
$C_6H_{12}O_6$	41,0452941	40,8410809	0,2052204	–
Amilum	1,8207947965	1,8216310142	0,0009637823	–
		1765272,0072	4454,3008860	66,0279267
Total	1817702,7785		1817702,5555	

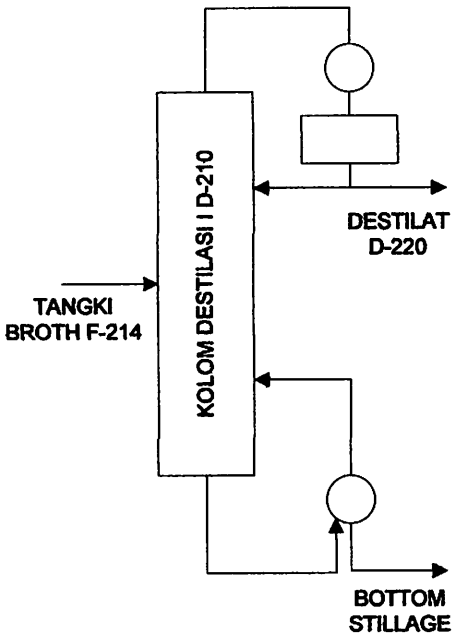
5. TANGKI BROTH

	TANGKI BROTH F-204	
SORGEM RUSTIN HUTA		KOLOM DISTILASI D-210

Neraca Massa Tangki Broth

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Sukrosa	721,8535964	721,8535964
Glukosa	266,9168906	266,9168906
Fruktosa	13839,43442	13839,43442
Air	153753,4657	153753,4657
H_2SO_4	1,965078115	1,965078115
Urea	0,05557578	0,05557578
C_2H_5OH	6646,2543	6646,2543
C_2H_4O	40,84006983	40,84006983
Antifoam	1,821551042	1,821551042
Total	175272,6072	175272,6072

7. KOLOM DESTILASI I



[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

Neraca Masuk Kolom Destilasi I

Komponen	Massa (kg/jam)
Sukrosa	721,8535964
Glukosa	266,9168906
Fruktosa	13839,43442
Air	153753,4657
H_2SO_4	1,965078115
Urea	0,05557578
C_2H_5OH	6646,2543
C_2H_4O	40,84006983
Antifoam	1,821551042
Total	175272,6072

Asumsi *bottom* (hasil bawah) : sukrosa, glukosa, fruktosa, H_2SO_4, urea, dan *antifoam.*

Bubble Point

– **Menentukan T dari *feed***

Massa dari feed destilasi yang masuk ke kolom destilasi (D-210) ini diperoleh dari massa yang keluar dari tangki broth (F-216), sehingga sudah dapat dilakukan trial suhu dari *feed.* Hal ini disebabkan karena komposisi dari *feed*-nya sudah benar.

Komposisi Feed Masuk Destilasi

Komponen	Massa	Mol	xf
Air	153753,466	8534,600055	0,983272229
C_2H_5OH	6646,2543	144,2665425	0,016620965
C_2H_4O	40,8400698	0,927058504	0,000106807
Total	160440,56	8679,793656	1

Kondisi operasi P = 760 mmHg

t_F *trial* = 99,41°C

T_F = (273,15 + 99,41) K = 372,56 K

$K_i = \frac{P_i}{P_o}$ dimana $\ln P^{sat} = A - \left[\frac{B}{(T+C)}\right]$ (Coulson & Richardson 4th Ed., Appendix C, hal.937-957)[19]

$$\ln P_i = 18{,}9119\left(\frac{3803{,}98}{372{,}56 + (-41{,}68)}\right) = 7{,}415345358$$

P_i = 1661,282806 mmHg

$$Ki = \frac{1661{,}28280\ 6}{760} = 2{,}185898429$$

Menghitung dengan cara yang sama untuk komponen lain berdasarkan data dari literatur.

K_i = konstanta keseimbangan liquida-uap

Dimana K_c pada komponen yang paling berat (*Heavy Key*) = Air

Harga $\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-4, hal. 681)[20], misalnya perhitungan pada *Light Key* :

$\alpha_i = \frac{2{,}18589842\ 9}{0{,}97905411\ 6} = 2{,}2326635$, dimana α_i adalah volatilitas relatif

Untuk *Bubble Point* pada destilasi multi komponen adalah:

$\Sigma y_i = \Sigma K_i.x_i = K_c\ \Sigma\alpha_i.x_i = 1$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-5, hal. 682)[20]

Dimana $y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-6, hal. 682)[20]

Harga $K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i}$ (Geankoplis 3rd Ed., hal. 682)[20]

Kondisi operasi P = 760 mmHg

t_r rata = 99,41°C

T_r = (273,15 + 99,41) K = 372,56 K

$K_i = \frac{P_i}{P_c}$ dimana $\ln P_i^{sat} = A - \left[\frac{B}{(T+C)}\right]$ (Coulson & Richardson vol.6, Appendix C, hal 0270-0272)

$\ln P_i = 18,9119 \left(\frac{380,936}{372,56 + (-11,05)}\right) = 7,417324235$

P_i = 1661,278206 mmHg

$K_i = \frac{1661,278206\ 6}{760} = 2,185809429$

Mengintrung dengan cara yang sama untuk komponen lain berdasarkan data dari literatur.

K_i = konstanta kesetimbangan liquida-uap

Dimana K_i pada komponen yang paling berat (Heavy Key) = Air

Harga $\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$ (Coulson vol 6 , hal 11-4 sd 0270-0271), misalnya perhitungan pada Light Key :

$\alpha_i = \frac{2,185809429\ 6}{0,070026411\ 6} = 2,227006035$, dimana α_i adalah volatilitas relatif

Untuk flowsheet Fraksi pada distilasi multi komponen adalah:

$\Sigma y_i = \Sigma x_i \alpha_i = K_c\ \Sigma x_i \alpha_i = 1$ (Coulson vol 6A , hal 11-5 sd 0270)

Dimana $y_i = \frac{x_i \alpha_i}{\Sigma x_i \alpha_i}$ (Coulson vol 6A , hal 11-7 sd 0270)

Harga $K_c = \frac{1}{\Sigma x_i \alpha_i}$ (Coulson vol 6A , hal 0270)

Perhitungan *Bubble Point* untuk komponen keseluruhan(Coulson & Richardson 4th Ed., Appendix C, hal.937-957)[19] :

Komponen	Antoine Equation			Tb (°C)
	A	B	C	
Air	18,3036	3816,44	-46,13	100
C_2H_5OH	18,9119	3803,98	-41,68	78,3
C_2H_4O	16,2418	2465,15	-37,15	20,4

Komponen	xif	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,983272229	6,612150072	0,979054116	1	0,98327223	0,96264708
C_2H_5OH	0,016620965	7,415345358	2,185898429	2,2326635	0,03710902	0,03633062
C_2H_4O	0,000106807	8,892138392	9,571787394	9,7765662	0,0010442	0,0010223
Total	1				1,02142545	1

Kc = 0,979054116

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{1,02142545} = 0,97902397 \text{ } (t_F \textit{ trial} = 99,41^\circ C \text{ benar})$$

– **Menentukan T dari *bottom***

Komposisi Bottom

Komponen	Massa	Mol	xb
Air	152984,698	8491,927055	0,999931941
C_2H_5OH	26,5850172	0,57706617	6,79501E-05
C_2H_4O	0,04084007	0,000927059	1,09162E-07
Total	153011,324	8492,505048	1

Verdampfungsenthalpie reiner unter Komponenten Siedebedingungen[Quelle: s. Kennwerte im Anl.]

Verwende C:\Ba\07-09\Pv1

Komponent	Antoine Konstanten			T_m (°C)
	A	B	C	
Air	18,3036	3816,44	-46,13	190
C_2H_5OH	18,9119	3803,98	-41,68	78,3
C_2H_6O	16,2418	2463,93	-57,15	38,4

Komponent	x_i/F	y_i	K_i	α_i	$\alpha_i x_i$	y_i
Air	0,982272229	0,612158072	0,679905116	1	0,982272229	0,996247708
C_2H_5OH	0,016662065	7,113345439	2,182584429	3,232465659	0,053810902	0,003455062
C_2H_6O	0,000106807	8,892131562	0,271787934	4,272656602	0,000456462	0,000102229
Total	1				1,036543593	1

$K_c = 0,679905116$

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{1,036543593} = 0,679905116 \text{ mol} = 99,41°C \text{ Sieben}$$

– **Mengenbilanz F über Sieben**

Komponenti Sieben

Komponent	$M_{kg/h}$	$x_{kg/h}$	x_i
Air	15206,4208	8401,022705	0,990001041
C_2H_5OH	26,3850172	0,277664617	0,000327103
C_2H_6O	0,016641607	0,000000270659	1,09101E-07
Total	15261,1224	8402,300429	1

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed*, didapat :

Komponen	xib	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,999931941	6,633243447	0,999925016	1	0,99993194	0,99984734
C_2H_5OH	6,79501E-05	7,435808649	2,231089912	2,2312572	0,00015161	0,0001516
C_2H_4O	1,09162E-07	8,905044048	9,696118147	9,6968453	1,0585E-06	1,0584E-06
Total	1				1,00008461	1

Kc = 0,999925016

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{1,00008461} = 0,99991539 \text{ (}t_F\text{ trial = 100°C benar)}$$

– **Menentukan T dari destilat**

Komposisi Destilat

Komponen	Massa	Mol	xd
Air	768,767329	42,67300028	0,227846214
C_2H_5OH	6619,66928	143,6894764	0,767208843
C_2H_4O	40,7992298	0,926131446	0,004944943
Total	7429,23584	187,2886081	1

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed*, didapat :

Komponen	xid	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,227846214	5,919798326	0,489916599	1	0,22784621	0,11164459
C_2H_5OH	0,767208843	6,744225752	1,117291351	2,2805746	1,749677	0,85734133
C_2H_4O	0,004944943	8,469224644	6,270814249	12,799759	0,06329407	0,03101408
Total	1				2,04081729	1

Kc = 0,489916599

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{2,04081729} = 0,48999977 \text{ (}t_F\text{ trial = 81,16°C benar)}$$

Dengan cara yang sama seperti mencontoh T dari fase cair :

Komponen	xiB	yi	Ki	ui	uiyi	yi
Air	0,999021941	0,633243147	0,000632016	1	0,000631941	0,999684234
C_2H_5OH	0,792901E-05	2,437320E-10	2,237108E-01	2,231125722	0,000015161	0,000015161
C_2H_4O	1,901027E-07	8,995044E-08	0,000118147	0,000584452	1,058421E-06	1,058421E-06
Total	1				1,000000441	1

Ke = 0,999021016

$$Ke = \frac{1}{\Sigma u_i x_i} = \frac{1}{1,000000441} = 0,999021016 \text{ pada } = 100°C \text{ bensen}$$

– Menentukan T dari distilat

Komposisi Distilat

Komponen	Massa	Mmi	xdi
Air	708,742329	18,01528	0,227846214
C_2H_5OH	0,000000928	46,06844	0,707208943
C_2H_4O	0,000000000	44,05316	0,065044943
Total	708,742329	187,2966081	1

Dengan cara yang sama seperti mencontoh T dari fase cair :

Komponen	xidi	yi	Ki	ui	uiyi	yi
Air	0,227846214	5,016708E-02	0,480016499	1	0,227846021	0,111564449
C_2H_5OH	0,707208943	0,744322721	1,117291531	2,280975746	1,246477	0,887234132
C_2H_4O	0,065044943	0,204134044	0,427081340	12,74097259	0,828929027	0,001101808
Total	1				2,304817259	1

Ke = 0,480016499

$$Ke = \frac{1}{\Sigma u_i x_i} = \frac{1}{2,304817259} = 0,433999977 \text{ pada } = 81,16°C \text{ bensen}$$

Dew Point

– **Menentukan T dari *feed***

Untuk *Dew Point* pada destilasi multi komponen adalah:

$$\Sigma x_i = \Sigma\left(\frac{y_i}{K_i}\right) = \left(\frac{1}{Kc}\right)\Sigma\left(\frac{y_i}{\alpha_i}\right) = 1$$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-7, hal. 682)[20]

Dimana $y_i = \dfrac{y_i/\alpha_i}{\Sigma\,(y_i/\alpha_i)}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-8, hal. 682)[20]

Harga Kc = $\Sigma\,(y_i/\alpha_i)$ (Geankoplis 3rd Ed., hal. 682)[20]

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed* pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,983272229	6,62395745	0,990682693	1	0,983272229	0,992472162
C_2H_5OH	0,016620965	7,42679991	2,211080874	2,23187595	0,007447083	0,007516761
C_2H_4O	0,000106807	8,8993624	9,64118442	9,73185914	1,09749E-05	1,10776E-05
Total	1				0,990730286	1

Kc = 0,990682693

Kc = $\Sigma\,(y_i/\alpha_i)$ = 0,990730286 (t_F trial = 99,74°C benar)

– **Menentukan T dari *bottom***

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *bottom* pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,999931941	6,63324345	0,999925016	1	0,999931941	0,999969534
C_2H_5OH	6,79501E-05	7,43580865	2,231089912	2,23125722	3,04537E-05	3,04549E-05
C_2H_4O	1,09162E-07	8,90504405	9,696118147	9,69684525	1,12575E-08	1,12579E-08
Total	1				0,999962406	1

Quer Fluss

- Stromstärke I durch Spule

Unter Ohm'schen Verlust gemessene und berechnete Induktivitäten betrug:

$$L_{ges} = \frac{1}{\omega C} \left\{ \frac{1}{\frac{1}{R_{ges}^2 + \omega^2 L_{ges}^2}} - \frac{1}{R_{ges}^2} \right\}$$ (gemessene Werte in Tabelle eingetragen)

Schwerpunkt $\rho_{ges} = \frac{\sum_i \rho_i L_i}{\sum_i L_i}$ (gemessene Werte in Tabelle eingetragen)

Eisenpulver $\rho_{Fe} = 7{,}9\,g/cm^3$ (Angabe Hersteller)

Eisenpulver wird durch eine zweite gemessene Induktivität L_{Fe} und deren Gewicht m_{Fe} charakterisiert.

Ergebnisse:

Eisenpulver	m_{Fe}	R_i	L_i	ρ_i	L_{ges}	ρ_{ges}
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	1	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	1				[illegible]	1

$R_{ges} = [illegible]$

$L_{ges} = [illegible]$ (Angabe Hersteller: $L_{Fe} = [illegible]$ Henry)

- Stromstärke I durch Spulen

Unter ohne Ohm'schen Verlust gemessene und berechnete Induktivitäten betrug:

Eisenpulver	m_{Fe}	R_i	L_i	ρ_i	L_{ges}	ρ_{ges}
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	1	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	1				[illegible]	1

Kc = 0,999925016

Kc = $\sum (y_i/\alpha_i)$ = 0,999962406 (t_F trial = 100°C benar)

– **Menentukan T dari destilat**

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari destilat pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,227846214	6,06435941	0,566114445	1	0,227846214	0,402420216
C_2H_5OH	0,767208843	6,88426538	1,285241901	2,27028636	0,337934834	0,596857883
C_2H_4O	0,004944943	8,55741721	6,848973409	12,0982135	0,000408733	0,000721902
Total	1				0,566189781	1

Kc = 0,566114445

Kc = $\sum (y_i/\alpha_i)$ = 0,566189781 (t_F trial = 84,8°C benar)

Neraca Massa Kolom Destilasi I

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		Destilat	Bottom	Hilang
Sukrosa	721,8535964	–	721,8535964	–
Glukosa	266,9168906	–	266,9168906	–
Fruktosa	13839,43442	–	13839,43442	–
Air	153753,4657	768,7673286	152984,6984	–
H_2SO_4	1,965078115	–	1,965078115	–
Urea	0,05557578	–	0,05557578	–
C_2H_5OH	6646,2543	6619,669283	26,5850172	–
C_2H_4O	40,84006983	–	0,04084007	40,7992298
Antifoam	1,821551042	–	1,821551042	–
		7388,436612	167843,3714	40,7992298
Total	175272,6072		175272,6072	

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] :

Komponen	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	[illegible]				[illegible]	[illegible]

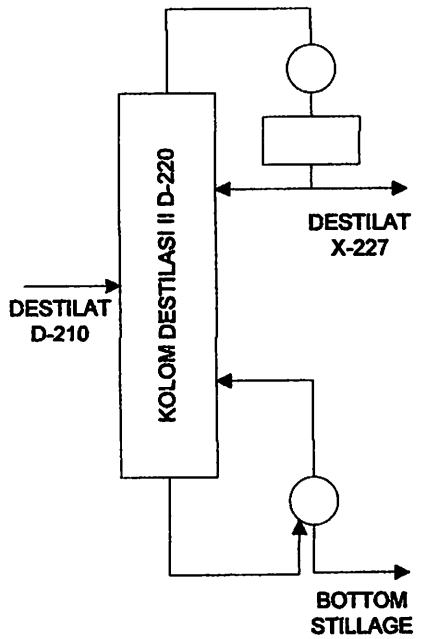
[illegible]

[illegible]

Neraca Massa [illegible]

Komponen	Massa (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
		[illegible]	[illegible]	[illegible]
Sukrosa	[illegible]	-	[illegible]	-
Glukosa	[illegible]	-	[illegible]	-
Fruktosa	[illegible]	-	[illegible]	-
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-
[illegible]	[illegible]		[illegible]	-
[illegible]	[illegible]	-	[illegible]	-
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	
[illegible]	[illegible]	-	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	-	[illegible]	-
		[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	[illegible]		[illegible]	

8. KOLOM DESTILASI II



Neraca Masuk Kolom Destilasi II

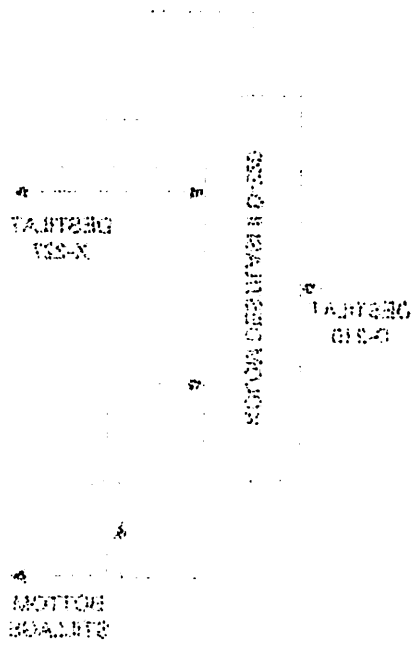
Komponen	Massa (kg/jam)
Air	768,7673286
C_2H_5OH	6619,669283
Total	7388,436612

Bubble Point

– **Menentukan T dari *feed***

Massa dari *feed* distilasi yang masuk ke kolom destilasi (D-210) ini diperoleh dari massa yang keluar dari tangki broth (F-216), sehingga sudah dapat dilakukan trial suhu dari *feed*. Hal ini disebabkan karena komposisi dari *feed*-nya sudah benar.

E. KOLOM DESTILASI II



Neraca Massa Kolom Destilasi II

Komponen	Massa (kg/jam)
Air	708,7677280
C_2H_5OH	5917,6092583
Total	7,396,4169612

Bubble Point

– Menentukan T dari Feed

Massa dari feed distilasi yang masuk ke kolom destilasi (D-210) ini dipecah dari massa yang keluar dari tangki bawah (F-210), sehingga untuk tiap distilasi total sama dari feed. Hal ini dikarenakan karena komposisi dari feed-nya sama semua.

Komposisi Feed Masuk Destilasi

Komponen	Massa	Mol	xf
Air	768,7673286	42,6730003	0,2289785
C_2H_5OH	6619,669283	143,689476	0,7710215
Total	7388,436612	186,362477	1

Kondisi operasi P = 760 mmHg

t_F *trial* = 81,84°C

T_F = (273,15 + 89,25) K = 354,99 K

$K_i = \frac{P_i}{P_o}$ dimana $\ln P^{sat} = A - \left[\frac{B}{(T+C)}\right]$ (Coulson & Richardson 4th Ed., Appendix C, hal.937-957)[19]

$$\ln P_i = 18{,}9119\left(\frac{3803{,}98}{354{,}99 + (-41{,}68)}\right) = 6{,}770634161$$

P_i = 871,8646213 mmHg

$$Ki = \frac{871{,}864621\ 3}{760} = 1{,}147190291$$

Menghitung dengan cara yang sama untuk komponen lain berdasarkan data dari literatur.

K_i = konstanta keseimbangan liquida-uap

Dimana K_c pada komponen yang paling berat (*Heavy Key*) = Air

Harga $\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-4, hal. 681)[20], misalnya perhitungan pada *Light Key* :

$\alpha_i = \frac{1{,}14719029\ 1}{0{,}50345780\ 4} = 2{,}2786225$, dimana α_i adalah volatilitas relatif

Komposisi Uap Masuk Decanter

Komponen	Massa	Mol	xf
Air	708,7672286	43,67530003	0,238972815
$(C_2)_2CO$	6619,669293	143,8890176	0,771027185
Total	7328,436013	186,5643177	1

Kondisi operasi P = 760 mmHg

t uap = 81,84°C

T_D = (273,15 + 80,25) K = 354,09 K

$K_i = \frac{P}{P_i^o}$ dimana ln P_i^o = A − $\left[\frac{B}{(T + C)}\right]$ (nilai A, B, C dari Appendix C Hougen-Watson)

ln P_1^o = 18,9119 $\left[\frac{3803,98}{354,09 + (-41,68)}\right]$ = 6,770653161

P_1^o = 871,8640213 mmHg

$K_1 = \frac{871,8640213}{760} = 1,147190291$

Mengikuti dengan cara yang sama untuk komponen lain berdasarkan data dari literatur.

K_i = konstanta kesetimbangan fase uap-cair

Dimana K_i pada komponen yang paling berat (Heavy Key) = Air

Harga $\alpha_i = \frac{K_i}{K_h}$ (Geankoplis, 1983 : 614 dan seterusnya), misalnya perhitungan pada Light Key :

$\alpha_{LK} = \frac{1,147190291}{0,209415780} = 5,277625225$ dimana α_i adalah volatilitas relatif

Untuk *Bubble Point* pada destilasi multi komponen adalah:

$\Sigma y_i = \Sigma K_i.x_i = K_c\ \Sigma\alpha_i.x_i = 1$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-5, hal. 682)[20]

Dimana $y_i = \dfrac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-6, hal. 682)[20]

Harga $K_c = \dfrac{1}{\sum \alpha_i x_i}$ (Geankoplis 3rd Ed., hal. 682)[20]

Perhitungan *Bubble Point* untuk komponen keseluruhan (Coulson & Richardson 4th Ed., Appendix C, hal.937-957)[19] :

Komponen	Antoine Equation			Tb (°C)
	A	B	C	
Air	18,3036	3816,44	-46,13	100
C_2H_5OH	18,9119	3803,98	-41,68	78,3

Komponen	xif	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,2289785	5,947063058	0,503457804	1	0,2289785	0,1153053
C_2H_5OH	0,7710215	6,770634161	1,147190291	2,2786225	1,75686696	0,8846947
Total	1				1,98584546	1

Kc = 0,503457804

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{1{,}98584546} = 0{,}50356386\ (t_F \text{ trial} = 81{,}84^\circ C \text{ benar})$$

– **Menentukan T dari *bottom***

Komposisi Bottom

Komponen	Massa	Mol	xb
Air	434,9944771	24,1458225	0,800063292
C_2H_5OH	277,9851047	6,03406793	0,199936708
Total	712,9795818	30,1798904	1

Untuk fasa Fluida Funa pada dasarkan pada komponen adalah:

$\Sigma y_i = \Sigma K_i x_i = K_c \Sigma x_{i,c} = 1$ (persamaan 11.76 dari [illegible])

Dimana $y_i = \frac{K_i x_i}{\Sigma K_i x_i}$ (persamaan 11.77 dari [illegible])

Dengan $K_c = \frac{1}{\Sigma K_i x_i}$ (persamaan 11.78 dari [illegible])

Perhitungan Fluida Funa untuk komponen kesetimbangan (dengan a Rangkaian [illegible]

[illegible])

Komponen	Antoine Equation				Tb (°C)
	A	B	C		
Air	18,3036	3816,44	-46,13		100
C_2H_5OH	18,9119	3803,98	-41,68		78,3

Komponen	xi/f	Pi	Ki	αi	yi/xi	yi
Air	0,2289768	3,047006938	0,3044472804	1	0,2289768	0,1152058
C_2H_5OH	0,771023	0,7704341161	1,1471902161	2,270802239	1,7508406	0,8848047
Total	1				1,9798174	1

Kc = 0,3044472804

$Kc = \frac{1}{\Sigma K_i x_i} = \frac{1}{1,9798174} = 0,5052620180$ (tp hitung = 81,86°C benar)

– Alternatif Dari Rantai

Komposisi Bottom

Komponen	Massa	Mol	xb
Air	424,9944771	24,1428235	0,8000677202
C_2H_5OH	277,985104	6,0350476	0,1999322798
Total	712,979581	30,1778711	1

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed*, didapat :

Komponen	xif	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,800063292	6,410673855	0,800399278	1	0,80006329	0,64047499
C_2H_5OH	0,199936708	7,219937498	1,797899546	2,2462533	0,4491085	0,35952501
Total	1				1,24917179	1

Kc = 0,80039928

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{1,24917179} = 0,80053041 \text{ (}t_F\text{ trial = 93,88°C benar)}$$

– **Menentukan T dari destilat**

Komposisi Destilat

Komponen	Massa	Mol	xd
Air	333,7728515	18,5271778	0,118625118
C_2H_5OH	6341,684179	137,655408	0,881374882
Total	6675,45703	156,182586	1

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed*, didapat :

Komponen	xif	Pi	Ki	αi	αi.xi	yi
Air	0,118625118	5,876247346	0,469038189	1	0,11862512	0,05565532
C_2H_5OH	0,881374882	6,702046044	1,071144401	2,283704	2,01279937	0,94434468
Total	1				2,13142448	1

Kc = 0,46903819

$$Kc = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{1}{2,13142448} = 0,4691698 \text{ (}t_F\text{ trial = 78,55°C benar)}$$

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]					

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]					

[illegible]

[illegible]

Dew Point

- **Menentukan T dari *feed***

Untuk *Dew Point* pada destilasi multi komponen adalah:

$$\Sigma x_i = \Sigma\left(\frac{y_i}{K_i}\right) = \left(\frac{1}{Kc}\right)\Sigma\left(\frac{y_i}{\alpha_i}\right) = 1$$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-7, hal. 682)[20]

Dimana $y_i = \dfrac{y_i/\alpha_i}{\Sigma(y_i/\alpha_i)}$ (Geankoplis 3rd Ed., Eq. 11.7-8, hal. 682)[20]

Harga Kc = $\Sigma(y_i/\alpha_i)$ (Geankoplis 3rd Ed., hal. 682)[20]

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *feed* pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,2289785	6,0686755	0,568563124	1	0,2289785	0,402678635
C2H5OH	0,7710215	6,88844719	1,290627787	2,26998152	0,339659813	0,597321365
Total	1				0,568638313	1

Kc = 0,568563124

Kc = $\Sigma(y_i/\alpha_i)$ = 0,568638313 (t_F trial = 84,91°C benar)

- **Menentukan T dari *bottom***

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari *bottom* pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,800063292	6,51609653	0,889387809	1	0,800063292	0,899598107
C_2H_5OH	0,199936708	7,3221736	1,991434361	2,23910688	0,089293061	0,100401893
Total	1				0,889356353	1

Kc = 0,88938781

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]				[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]				[illegible]	[illegible]

[illegible]

$Kc = \sum (y_i/\alpha_i) = 0{,}889356353$ (t_F trial = 96,75°C benar)

– **Menentukan T dari destilat**

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari destilat pada *bubble point*, didapat :

Komponen	yif	Pi	Ki	αi	yi/αi	xi
Air	0,118625118	5,95106245	0,505475364	1	0,118625118	0,234680358
C_2H_5OH	0,881374882	6,77450809	1,151643039	2,27833663	0,386850156	0,765319642
Total	1				0,505475274	1

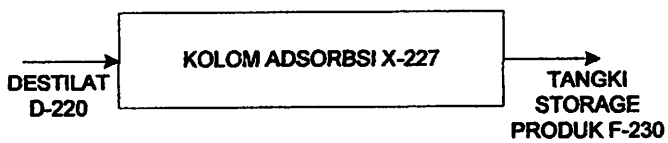
Kc = 0,50547536

$Kc = \sum (y_i/\alpha_i) = 0{,}50547527$ (t_F trial = 81,94°C benar)

Neraca Massa Kolom Destilasi II

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Destilat	Bottom
Air	768,7673286	333,772852	434,9944771
C_2H_5OH	6619,669283	6341,68418	277,9851047
		6675,45703	712,9795818
Total	7388,436612	7388,43661	

9. KOLOM ADSORBSI



Asumsi kemurnian etanol yang diinginkan = 99,5%

$K_a = \Sigma (y_i/K_i) = 0,9869250323$ (jika $t_{bub} = 90,2377°C$ benar)

– **Menentukan T dari distilat**

Dengan cara yang sama seperti menentukan T dari distilat pada bubble point, didapat :

Komponen	y_iF	P_i^o	K_i	α_i	y_{iod}	x_i
Air	0,1180231118	3,0910063415	0,3095475364	1	0,1180231118	0,3546086829
C_2H_5OH	0,8819748882	0,7754709809	1,3510463139	2,2374455003	0,3946850130	0,7653190462
Total	1				0,5094729234	1

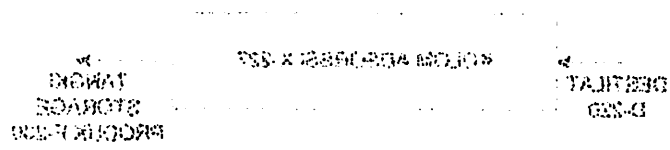
$K_a = 0,5094729234$

$K_a = \Sigma (y_i/K_i) = 0,5094729234$ (jika $t_{bub} = 81,4947°C$ benar)

Neraca Massa Kolom Distilasi II

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Destilat	Bottom
Air	708,7673296	333,7728351	434,9944777
C_2H_5OH	6019,6492281	6341,0844756	277,9843647
		6675,6570703	712,9788318
Total	7388,4166012	7388,4166012	

9. KOLOM ABSORBSI

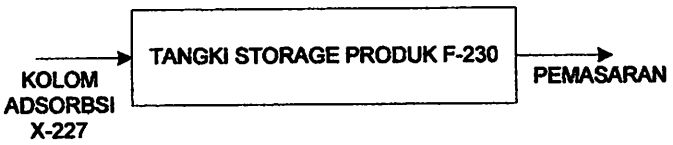


Asumsi kemurnian etanol yang dihasilkan = 99,5%

Neraca Massa Kolom Adsorbsi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Filtrat	Tertahan
Air	333,7728515	31,56565656	302,271949
C_2H_5OH	6341,684179	6281,565656	60,11852216
		6313,131313	362,3257171
Total	6675,45703	6675,45703	

10. TANGKI STORAGE PRODUK



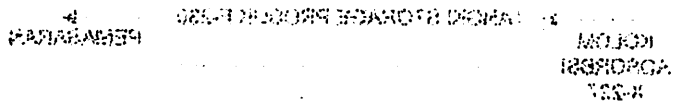
Neraca Massa Tangki Storage Produk

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Air	31,56565656	31,56565656
C_2H_5OH	6281,565656	6281,565656
Total	6313,131313	6313,131313

Neraca Massa Kolom Adsorbsi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Filter	Tersalam
Air	33,77283515	31,56856056	302,2171949
C_2H_5OH	6341,484179	6281,268056	60,1163221
		6313,131313	362,3357171
Total	6675,257703	6675,257703	

10. TANGKI STORAGE PRODUK



Neraca Massa Tangki Storage Produk

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Air	31,56856056	31,56856056
C_2H_5OH	6281,268056	6281,268056
Total	6313,131313	6313,131313

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi : $50000 \frac{ton}{tahun}$ bioetanol 99,5 %

: $50000 \frac{ton}{tahun} \times 1000 \frac{kg}{ton} \times \frac{1\ tahun}{330\ hari} \times \frac{1\ hari}{24\ jam}$

: $6313{,}131 \frac{kg}{jam}$

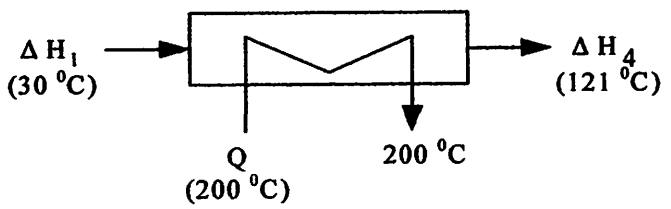
Waktu produksi : $330 \frac{hari}{tahun}$; $24 \frac{jam}{hari}$

Satuan operasi : kcal

Suhu referensi : 25 °C

NERACA PANAS

1. TANGKI STERILISASI (M-116)



- Menghitung Entalpi (H) bahan masuk
  - suhu bahan masuk = 30 °C
  - Δ T = T bahan masuk – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 50000 $\frac{ton}{tahun}$ bioetanol 99,5 %

: 50000 $\frac{ton}{tahun}$ × 1000 $\frac{kg}{ton}$ × $\frac{tahun}{330\ hari}$ × $\frac{hari}{24\ jam}$

: 6313,131 $\frac{kg}{jam}$

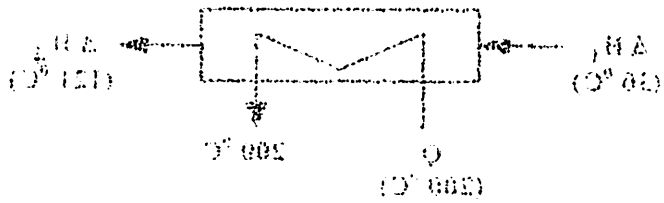
Waktu produksi : 330 $\frac{hari}{tahun}$: 24 $\frac{jam}{hari}$

Satuan operasi : kcal

Suhu referensi : 25 °C

NERACA PANAS

1. TANGKI STERILISASI (M-110)



- Mengisitung limbah (H) bahan masuk
- suhu bahan masuk = 30 °C
- ΔT = T bahan masuk – T referensi
- H = m × Cp × ΔT

Komponen	Masuk (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15233.2	0.3	5	22937.91645
glukosa	6093.279	0.3	5	9175.16658
fruktosa	6601.052	0.3	5	9939.763794
abu	3046.639	0.32	5	4893.422176
impurities	8632.145	0.247	5	10701.81235
air	159876	0.998	5	800858.056
total	199482.3			858506.1374

Total entalpi (H) bahan masuk = 858506.1374Kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar
  - Suhu bahan keluar = 121 °C
  - ΔT = T bahan keluar – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

Komponen	Masuk (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15291.9443	0.3	96	440407.9958
glukosa	6116.77772	0.3	96	176163.1983
fruktosa	6626.5092	0.3	96	190843.4648
abu	3058.38886	0.32	96	93953.70578
impurities	6677.48234	0.247	96	158336.4613
air	155677.819	0.998	96	14915180.43
total	193448.92			15974885.26

Total entalpi (H) bahan keluar = 15974885.26 Kcal

- Menghitung jumlah Steam yang dibutuhkan

Komponen	Massa (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15233,2	0,3	5	2293270,145
glukosa	5043,279	0,3	5	917251,6058
fruktosa	5001,032	0,3	5	909230,2279
abu	3946,439	0,22	5	4492422,176
impurities	5032,145	0,347	5	1870101,8235
air	15987,6	0,998	5	8008358,059
total	109448,2			18488306,1274

Total energi (H) bahan masuk = 18488306,1274 Kcal

- Mengitung energi (H) bahan yang keluar

- Suhu bahan keluar = 121 °C

- ΔT = T bahan keluar – T referensi

- H = m × Cp × ΔT

Komponen	Massa (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15201,9443	0,3	96	4400027,9958
glukosa	5016,27773	0,3	96	1451163,1983
fruktosa	5025,5992	0,3	96	1453843,4614
abu	3938,13869	0,22	96	833653,7057
impurities	5027,48234	0,347	96	1682136,4613
air	15507,819	0,998	96	4651518,843
total	109448,92			15972485,26

Total energi (H) bahan keluar = 15972485,26 Kcal

- Mengitung jumlah Steam yang dibutuhkan

Suhu yang masuk dinaikkan sampai 121 °C dengan menggunakan steam saturated 200 °C

T (°C)	HV (KJ/Kg)	HL (KJ/Kg)	λ (KJ/Kg)
200	2793.2	852.45	1940.75

Panas latent (λ) pada (T = 200 °C) = 1940.75 KJ/Kg = 463.85 Kcal/Kg

Panas Q yang disuplay = ms × λ

Panas (Q loss) yang hilang = 5 % × Q yang di suplay

Neraca panas pada tangki sterilisasi :

H bahan masuk + Q yang disuplay = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q yang disuplay = H bahan keluar + 0.05 Qyang di suplay

858506.1374 + Q yang disuplay = 15974885.26 + 0.05 Q yang di suplay

Q yang disuplay = 15911978 Kcal

Sehingga :

Q yang disuplay = ms × λ

15911978 = ms × 463.85

Massa steam = 34304.14574 Kg

Q loss = 0.05 × Q yang disuplay

= 0.05 × 15911978

= 795598.9012

Nereca panas Tangki sterilisasi :

Suhu yang masuk dimaksudkan sampai 121 °C dengan menggunakan uap jenuh sebesar 200 °C

T (°C)	HV (Kcal/Kg)	HL (Kcal/Kg)	λ (Kcal/Kg)
200	2793,2	852,45	1940,75

Panas laten (λ) pada (t = 200 °C) = 1940,75 Kcal/Kg = 463,85 Kcal/Kg

Panas Q yang disuplay = ms × λ

Panas (Q loss) yang hilang = 5 % × Q yang di suplay

Neraca panas pada tangki sterilisasi :

H bahan masuk + Q yang disuplay = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q yang disuplay = H bahan keluar + 0,05 Qyang di suplay

858506,1774 + Q yang disuplay = 1597746863,20 + 0,05 Q yang di suplay

Q yang disuplay = 1591197S Kcal

Sehingga :

Q yang disuplay = ms × λ

1591197S = ms × 463,85

Massa steam = 3430H,1473 Kg

Q loss = 0,05 × Q yang disuplay

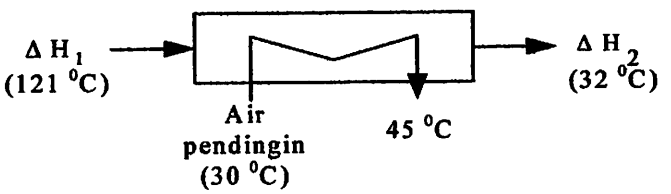
= 0,05 × 1591197S

= 795596,9012

Neraca panas Tangki sterilisasi :

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
H Bahan Masuk	858506.1374	
H Bahan Keluar		15974885.26
Q loss		795598.9012
Q yang di suplay	15911978.02	
Total	16770484.16	16770484.16

2. COOLER (E-114)



- Menghitung entalpi (H) bahan masuk
  - Suhu bahan masuk = 121 °C
  - ΔT = T bahan masuk – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

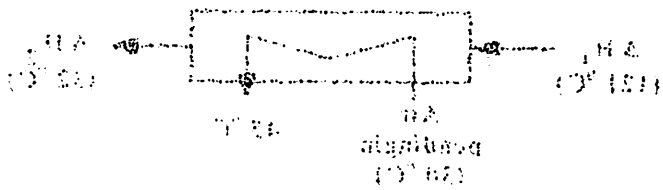
Komponen	Masuk (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15291.9443	0.3	96	440407.9958
glukosa	6116.77772	0.3	96	176163.1983
fruktosa	6626.5092	0.3	96	190843.4648
abu	3058.38886	0.32	96	93953.70578
impurities	6677.48234	0.247	96	158336.4613
air	155677.819	0.998	96	14915180.43
total	193448.92			15974885.26

Total entalpi (H) bahan masuk = 15974885.26 Kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar

Komponen	Massa (kg/jam)	Kalor (kcal)
H Bahan Masuk H Bahan Keluar Q loss Q yang di suplay	8585304,1774 1591197262,02	1507248825,26 70556500,912
Total	16776184,16	16776184,16

2. CO01.BR (E-114)



- Mengalirkan entalpi (H) bahan masuk

- Suhu bahan masuk = 121 °C

- ΔT = T bahan masuk – T referensi

- H = m × Cp × ΔT

Komponen	Massa (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	1329[illegible]	0,3	89	4[illegible]
glukosa	6[illegible]	0,3	89	1701[illegible]
fruktosa	66[illegible]	0,3	89	1[illegible]
abu	3038,[illegible]	0,22	89	5[illegible]
impurities	667[illegible]	0,417	89	1[illegible]
air	1[illegible]	0,998	89	1[illegible]
total	1[illegible]			1507248825,26

Total entalpi (H) bahan masuk = 1507248825,26 Kcal

- Mengalirkan entalpi (H) bahan yang keluar

- Suhu bahan keluar = 30 °C
- ΔT = T bahan keluar – T referensi
- H = m × Cp × ΔT

Komponen	Masuk (Kg)	Cp (Kcal/Kg °C)	ΔT (°C)	H (Kcal)
sukrosa	15291.9443	0.3	7	22937.91645
glukosa	6116.77772	0.3	7	9175.16658
fruktosa	6626.5092	0.3	7	9939.763794
abu	3058.38886	0.32	7	4893.422176
impurities	8665.4351	0.247	7	10701.81235
air	160492.596	0.998	7	800858.056
total	200251.65			858506.1374

Total entalpi (H) bahan keluar = 858506.1374 Kcal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang diserap air pendingin dari 30 °C sampai 45°C adalah

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$Q = m \times 0.998 \times (45-30)$$

$$Q = 14.97\ m$$

Neraca panas pada cooler

H bahan masuk = H bahan keluar + Q yang diserap

$$15974885.26 = 858506.1374 + 14.97\ m$$

$$m = 1009778.165\ Kg$$

Sehingga

Q yang diserap air pendingin = 14.97 m

Komponen	M kmol (kg)	Q (Kcal/kg)	Y	H (kcal)
sodium	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
phosphor	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
total	[illegible]			[illegible]

Total enthalpi (H) bahan masuk = [illegible] kcal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang dibawa air pendingin dari 30 °C sampai 45 °C adalah

Q = m × 1 kg × ΔT

Q = m × [illegible] × (45-30)

Q = 1.077 m

Neraca panas pada mixer

H bahan masuk + H bahan lainnya + Q yang diserap

[illegible] = [illegible] + 1.077 m

m = [illegible] kg

Sehingga

Q yang diserap air pendingin = 1.077 m

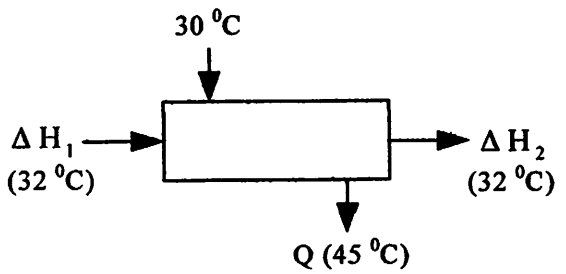
= 14.97 × 1009778.165

= 15116379.12 Kcal

Neraca panas

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
H Bahan	15974885.26	
H Produk		858506.1374
Q Yang di serap air pendingin		15116379.12
Total	15974885.26	15974885.26

3. TANGKI STARTER (M-113)



- Menghitung entalpi (H) bahan masuk
  - Suhu bahan masuk = 32°C
  - Δ T = T bahan masuk – T referensi
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	Δ T (°C)	H (kcal)
sukrosa	761.6598	0.3	7	1142.48977
glukosa	304.6639	0.3	7	456.995906
fruktosa	330.0526	0.3	7	495.078899
abu	152.332	0.32	7	243.73115
impurities	332.5915	0.247	7	410.75046
air	7753.987	0.998	7	38692.397
H2SO4	0.098748	0.3532	7	0.17438834

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]		[illegible]
[illegible]		[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

urea	139.6376	0.42	7	293.23904
npk	27.92753	0.613	7	85.5978721
biomassa	55.85506	0.3	7	83.7825828
total	9858.806			41904.237

Total entalpi (H) bahan masuk = 41904.237 kcal

Reaksi yang terjadi pada tangki stater

1. $CH_6O_2N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + 2CO_2$
2. $C_{12}H_{22}O_{11} + H2O \longrightarrow C_2H_{12}O_6 + C_2H_{12}O_6$
3. $4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$

Data panas pembakaran (ΔHc) dan Panas pembentukan (ΔHf)

ΔHc	C2H5OH	=	-326700	Kcal/kmol
ΔHc	C2H4O	=	-284980	Kcal/kmol
ΔHc	C6H12O6	=	-673000	Kcal/kmol
ΔHc	CH1,8O0,5N0,2	=	-181260	Kcal/kmol
ΔHc	C12H22O11	=	-1348900	Kcal/kmol
ΔHc	CH6O2N2	=	-151050	Kcal/kmol

(Hougen," chemical proses", pg. 306-308)

ΔHf = - ΔHc - (94051,8 x a) - (34158,7 x b) (Hougen," chemical proses", pg. 310)

Dimana : a = jumlah atom C

b = jumlah atom H

ΔHf	C6H12O6	=	-301215.2	Kcal/kmol
ΔHf	C12H22O11	=	-531213	Kcal/kmol
ΔHf	CH6O2N2	=	-147954	Kcal/kmol
ΔHf	CH1,8O0,5N0,2	=	-25722.54	Kcal/kmol
ΔHf	NH3	=	-110400	Kcal/kmol

urea	139,0276	0,42	7	204,23904
NH3	32,0723	0,013	7	84,5972721
biomass	55,85306	0,3	7	83,7820428
total	0828,806			4194,237

Total energi (H) bahan masuk = 4194,237 kcal

Reaksi yang terjadi pada tangki atmo:

1. CH_4O_3Pb ————→ $3\ NH_3 + 3CO_2$
2. $C_{10}H_{20}O_{11} + H2O$ ————→ $C_6H_{12}O_6 + C_6H_{12}O_6$
3. $4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3$ ————→ $2C_7H_{10}O_4N_2 + 4CO_2 + 12H_2O$

Data panas pembakaran (ΔHc) dan Panas pembentukan (ΔHf)

ΔHc	C7H8O11	=	-320700	Kcal/kmol
ΔHc	C2H4O	=	-284900	Kcal/kmol
ΔHc	C6H12O6	=	-677000	Kcal/kmol
ΔHc	C11,800,5N0,2	=	-181,350	Kcal/kmol
ΔHc	C12H22O11	=	-1349000	Kcal/kmol
ΔHc	CH4O3N2	=	-131030	Kcal/kmol

("Perry's chemical engineer", pp. 2-50,49)

$\Delta Hf = -\Delta Hc - (0\ x\ 0{,}3) - (-3415{,}7\ x\ h)$ ("Perry's chemical engineer", pp.3-39)

Dimana : a = jumlah atom C

b = jumlah atom H

ΔHf	C6H12O6	=	-301,215,2	Kcal/kmol
ΔHf	C12H22O11	=	-631,213	Kcal/kmol
ΔHf	CH4O3N2	=	-147934	Kcal/kmol
ΔHf	C11,800,5N0,2	=	-257,232,54	Kcal/kmol
ΔHf	NH3	=	-11,000	Kcal/kmol

ΔHf	H2O	=	-68317.4	Kcal/kmol
ΔHf	CO2	=	-94051.8	Kcal/kmol
ΔHf	O2	=	-59.159	Kcal/kmol
ΔHf	C2H5OH	=	-32197.1	Kcal/kmol

(Hougen," chemical proses", hal 298-299)

Reaksi I

1. $CH_6O_2N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + 2CO_2$

Mol yang bereaksi = 1.75282 kmol **(perhitungan dari neraca massa)**

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 2 x ΔHf NH_3) + (n x 2 x ΔHf CO_2))-

(n x 1 x ΔHf $CH_6O_2N_2$)

= ((1,75282 x 2 x -110400) + (1,75282 x 2 x

-94051,8)) – (1.75282 x 1 x -147954)

= -292542.4652 kcal

Δ H Produk 1 = m x Cp x Δ T(NH_3) + m x Cp x Δ T (CO_2)

= (59,703172 x 1,128 x 5) + (77,141711 x 0,576 x 5)

= 558,8940203 kcal

Δ H Reaktan 1 = m x Cp x Δ T($CH_6O_2N_2$)

= (2.7927528 x 0,42 x 5)

= 5.864780796 kcal

Δ H Reaksi 1 = Δ H Produk 1 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 1

= 558,8940203 + (-292542.4652) – 5.864780796

= -291989.436 kcal

Reaksi II

ΔHf	H_2O	=	-68317.4	Kcal/kmol
ΔHf	CO_2	=	-94051.8	Kcal/kmol
ΔHf	O_2	=	-39.159	Kcal/kmol
ΔHf	C_2H_5OH	=	-33177.1	Kcal/kmol

(Hougen," chemical process", hal 320-322)

Reaksi I

1. $C_6H_{12}O_6N_2$ ————→ $2\ NH_3 + 2CO_2$

Mol yang bereaksi = 1.72582 kmol (pembulatan dari nilai mol sisa)

ΔH reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaksi

= ((n x 2 x ΔHf(NH_3)) + (n x 2 x ΔHf (CO_2))

(n x 1 x ΔHf($C_6H_{12}O_6N_2$))

= ((1.72582 x 2 x -11040) + (1.72582 x 2 x

-94051.8)) - (1.72582 x 1 x -147954)

= -292542.4652 kcal

ΔH Produk I = m x Cp x Δ T(NH_3) + m x Cp x Δ T(CO_2)

= (50.70517 2 x 1.126 x 3) + (72.14777 x 0.576 x 3)

= 358.9940201 kcal

ΔH Reaksi I = m x Cp x Δ T($C_6H_{12}O_6N_2$)

= (2.702728 x 0.42 x 3)

= 3.864780796 kcal

ΔH Reaksi I = ΔH Produk I + ΔH reaksi 25°C - ΔH Reaksi I

= 358.9940203 + (-292542.4652) - 3.864780796

= -291950.435 kcal

Reaksi II

2. $C_{12}H_{22}O_{11} + H2O \longrightarrow C_2H_{12}O_6 + C_2H_{12}O_6$

Mol yang bereaksi = 2.1138576 kmol (perhitungan dari neraca massa)

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 1 x ΔHf $C_2H_{12}O_6$) + (n x 1 x ΔHf $C_2H_{12}O_6$))

- ((n x 1 x ΔHf $C_{12}H_{22}O_{11}$) + (n x 1 x ΔHf H_2O))

= ((2,1138576 x 1 x -301215,2) + (2,1138576 x 2 x -301215,2) –

(2,1138576 x 1 x -531213) + (2,1138576 x 1 x -68317,4))

= -42595,1176 kcal

Δ H Produk 2 = m x Cp x Δ T($C_2H_{12}O_6$) + m x Cp x Δ T ($C_2H_{12}O_6$)

= (685,49326 x 0,5944 x 5) + (710,88193 x 0,576 x 5)

= 2094,562783 kcal

Δ H Reaktan 2 = m x Cp x Δ T($C_{12}H_{22}O_{11}$) + m x Cp x Δ T(H_2O)

= (38,082992 x 0,3 x 5) + (7715,9056 x 0,998 x 5)

= 38559.49327 kcal

Δ H Reaksi 2 = Δ H Produk 2 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 2

= 2094,562783 + (-42595,1176) – 38559,49327

= -42595,1176 kcal

Reaksi III

1. $4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$

Mol yang bereaksi = 0,8588 kmol (perhitungan dari neraca massa)

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

2. $C_{12}H_{22}O_{11}$ + H_2O ——————→ $C_6H_{12}O_6$ + $C_6H_{12}O_6$

Mol yang bereaksi = 2,113857б kmol (perbandingan dari mol reaksi)

ΔH reaksi 25°C = ΔH^f produk - ΔH^f reaksi

= (m x 1 x ΔH^f $C_6H_{12}O_6$) + (m x 1 x ΔH^f $C_6H_{12}O_6$)

- (m x 1 x ΔH^f $C_{12}H_{22}O_{11}$) + (m x 1 x ΔH^f H_2O))

= ((2,113857б x 1 x -301215,2) + (2,113857б x 1 x -301215,2)) -

(2,113857б x 1 x -337131) + (2,113857б x 1 x -68117,6))

= -42905,1176 kcal

ΔH Produk 2 = m x Cp x ΔT($C_6H_{12}O_6$) + m x Cp x ΔT ($C_6H_{12}O_6$)

= (685,46926 x 0,3944 x 5) + (710,88193 x 0,376 x 5)

= 2064,3627783 kcal

ΔH Reaksi 2 = m x Cp x ΔT($C_{12}H_{22}O_{11}$) + m x Cp x ΔT(H_2O)

= (38,0629092 x 0,3 x 5) + (2713,9036 x 0,998 x 5)

= 28539,4927 kcal

ΔH Reaksi 2 = ΔH Produk 2 + ΔH reaksi 25°C - ΔH Reaksi 2

= 2064,3627783 + (-42905,1176) - 28539,4927

= -43380,1176 kcal

Reaksi III

1. $4C_6H_{12}O_6$ + $3O_2$ + $4NH_3$ ——————→ $3(C_6H_{12}O_6)_2NH_3$ + $4CO_2$ + $12H_2O$

Mol yang bereaksi = 0,8558 kmol (perbandingan dari mol reaksi awal)

ΔH reaksi 25°C = ΔH^f produk - ΔH^f reaksi

= ((n x 20 x ΔHf $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$) + (n x 4 x ΔHf CO_2) + (n x 12 x ΔHf H_2O) - ((n x 4 x ΔHf $C_6H_{12}O_6$) + (n x 3 x ΔHf O_2) + (n x 3 x ΔHf NH_3))

= ((0,8588 x 20 x -25722.54) + (0,8588 x 4 x -94051.8) + (0,8588 x 12 x -68317.4) - ((0,8588 x 4 x -301215.2) + (0,8588 x 3 x -59,159) + (0,8588 x 3 x -110400))

= 867126.1364 kcal

Δ H Produk 3 = m x Cp x Δ T($CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$) + m x Cp x Δ T (CO_2) + m x Cp x Δ T (H_2O)

= (478.8803117x 0,3 x 5) + (228.3394654 x 0,576 x 5) + (7901.582252 x 0,998 x 5)

= 40804.83357 kcal

Δ H Reaktan 3 = m x Cp x Δ T($C_6H_{12}O_6$) + m x Cp x Δ T (O_2) + m x Cp x Δ T (NH_3)

= (777,4345 x 0,3 x 5) + (18.5091 x 0,623 x 5) + (1.19406 x 0,998 x 5)

= 2564.278505 kcal

Δ H Reaksi 3 = Δ H Produk 3 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 3

= 40804.83357 + 867126.1364 – 2564.278505

= 867126.1364 kcal

Δ H Reaksi total = Δ H Reaksi 1 + Δ H Reaksi 2 + Δ H Reaksi 3

= (-291989.436) + (-42595,1176) + 867126.1364

= 532541.5828 kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar
  - Suhu bahan masuk = 32°C
  - Δ T = T bahan masuk – T referensi
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	Δ T (°C)	H (kcal)
sukrosa	38.0829922	0.3	7	57.1244883
glukosa				
fruktosa	777.4345021	0.3	7	1166.15175
abu	152.3319688	0.32	7	243.73115
impurities	332.5914652	0.247	7	410.75046
air	7901.582252	0.998	7	39428.8954
H2SO4	0.098747644	0.3532	7	0.17438834
urea	2.792752761	0.42	7	5.8647808
biomassa	478.8803117	0.3	7	718.320468
NH3	1.194063446	0.52	7	3.10456496
CO2	228.3394654	0.576	7	657.61766
O2	18.50916118	0.623	7	57.6560371
N2	332.4955876	0.247	7	410.632051
total	10292.2608			43160.0232

Total entalpi (H) bahan keluar = 43160.0232 kkal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

  Panas (Q) yang diserap air pendingin dari 30°C sampai 45°C adalah

  Q = m x Cp x Δ T

Q = m x 0,998 x (45-30)

Q = 14.97 m

Neraca Panas pada T. Stater

H bahan masuk + Δ H Reaksi total = H bahan keluar + Q yang diserap air pendingin

41904.237 + 532541.5828 = 43160.0232 + 14.97 m

Massa air = 35490.03317 kg

Sehingga

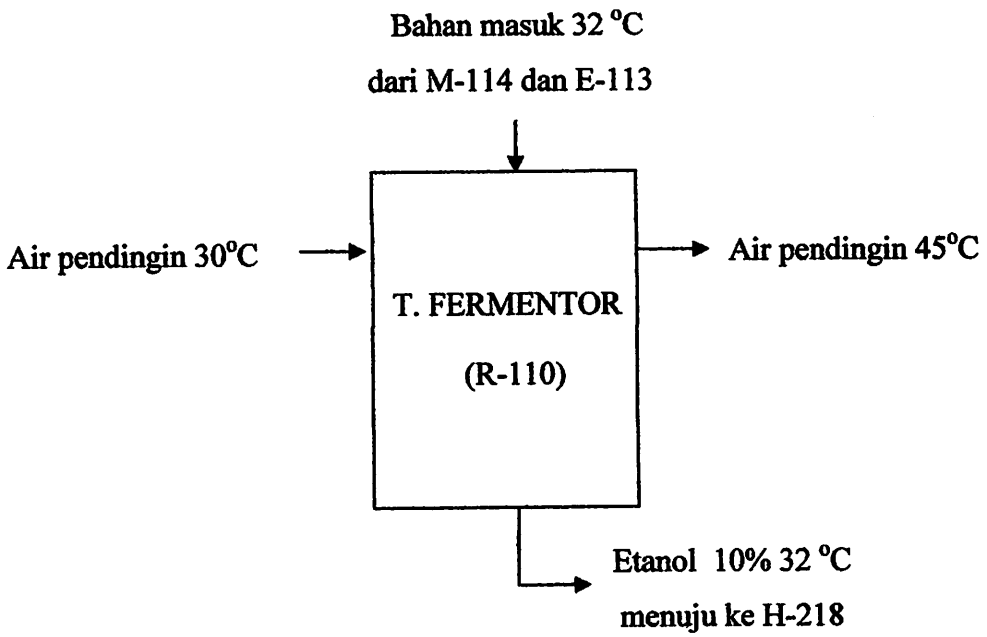
Q yang diserap air pendingin = m x Cp x Δ T

= 35490.03317 x 0,998 x (45-30)

= 531285.7966 kcal

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
H Bahan	41904.23703	
H Produk		43160.02324
Q yang diserap air pendingin		531285.7966
Δ H Reaksi Total	532541.5828	
Total	574445.8198	574445.8198

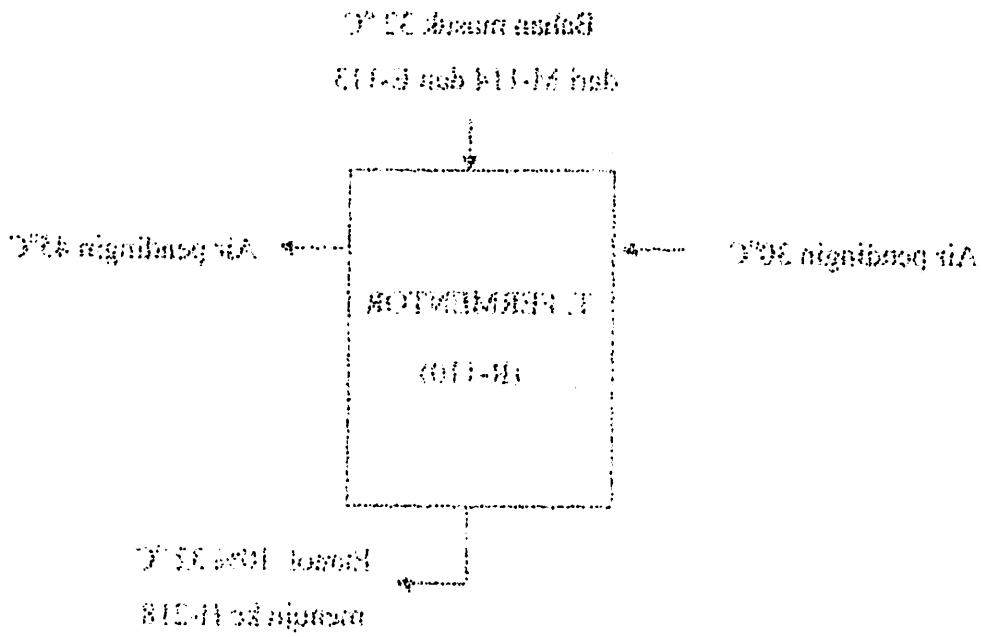
4. TANGKI FERMENTOR (R-110)



- Menghitung entalpi (H) bahan masuk
  - Suhu bahan masuk = 32°C
  - ΔT = T bahan masuk – T referensi
  - H = m x Cp x ΔT

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔT (°C)	H (kcal)
sukrosa	14509.62	0.3	7	21764.43
glukosa	6170.264	0.3	7	9255.39671
fruktosa	6666.784	0.3	7	10000.1763
abu	3046.639	0.32	7	4874.62301
impurities	6651.829	0.247	7	8215.00919
air	155227.3	0.998	7	774584.437
H2SO4	1.974953	0.3532	7	3.48776679
urea	2.792753	0.42	7	5.8647808
biomassa	478.8803	0.3	7	718.320468
NH3	1.194063	0.52	7	3.10456497
CO2	228.3395	0.576	7	657.617659
O2	18.50916	0.623	7	57.6560371

6. TANGKI FERMENTOR (R-110)



- Menghitung energi (H) bahan masuk
- Suhu bahan masuk = 32°C
- ΔT = T bahan masuk – T reference
- H = m x Cp x ΔT

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔT (°C)	H (kcal)
sukrosa	14500,62	0,3	7	31704,45
glukosa	6170,284	0,3	7	13486,3907
fruktosa	6666,784	0,3	7	14573,1763
abu	2040,639	0,32	7	4574,4239
komponen	6051,829	0,347	7	14615,8019
air	1852272,3	0,998	7	12838,457
H2SO4	1,074953	0,3842	7	3,487766
urea	2,702753	0,42	7	8,8547368
biomassa	478,8803	0,3	7	718,32048
NH3	1,104003	0,52	7	3,8144447
CO2	228,3395	0,376	7	601,41768
O2	18,50016	0,22	7	27,75000171

N2	332.4956	0.247	7	410.632051
total	193336.7			830550.755

Total entalpi (H) bahan masuk = 830550.755 kcal

Reaksi yang terjadi pada tangki stater

1. $CH_6O_2N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + 2CO_2$
2. $C_{12}H_{22}O_{11} + H2O \longrightarrow C_2H_{12}O_6 + C_2H_{12}O_6$
3. $4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$
4. $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$
5. $C_2H_5OH + 1/2O_2 \longrightarrow C_2H_4O + H_2O$

Data panas pembakaran (ΔHc) dan Panas pembentukan (ΔHf)

ΔHc	C2H5OH	=	-326700	Kcal/kmol
ΔHc	C2H4O	=	-284980	Kcal/kmol
ΔHc	C6H12O6	=	-673000	Kcal/kmol
ΔHc	CH1,8O0,5N0,2	=	-181260	Kcal/kmol
ΔHc	C12H22O11	=	-1348900	Kcal/kmol
ΔHc	CH6O2N2	=	-151050	Kcal/kmol

(Hougen," chemical proses", pg. 306-308)

ΔHf = - ΔHc - (94051,8 x a) - (34158,7 x b) **(Hougen," chemical proses", pg. 310)**

Dimana : a = jumlah atom C

b = jumlah atom H

ΔHf	C6H12O6	=	-301215.2	Kcal/kmol
ΔHf	C12H22O11	=	-531213	Kcal/kmol
ΔHf	CH6O2N2	=	-147954	Kcal/kmol
ΔHf	CH1,8O0,5N0,2	=	-25722.54	Kcal/kmol

N2	332.4950	0.247	7	410.6420021
total	1423396.7			830930.725 kcal

Total enthalpi (H) bahan masuk = 830930.725 kcal

Reaksi yang terjadi pada tangki aktor

1. $C_{18}H_{30}O_{15}N_6$ ———→ $2\ NH_3 + 3CO_2$
2. $C_{12}H_{22}O_{11} + H2O$ ———→ $C_6H_{12}O_6 + C_6H_{12}O_6$
3. $4C_6H_{12}O_6 + 6O_2 + 4NH_3$ ———→ $2H_{18}O_6N_6 + 4CO_2 + 12H_2O$
4. $C_6H_{12}O_6$ ———→ $2C_2H_5OH + 2CO_2$
5. $C_2H_5OH + 1/2O_2$ ———→ $C_2H_4O + H_2O$

Data panas pembakaran (ΔHc) dan Panas pembentukan (ΔHf)

ΔHc	C2H5OH	=	-327700	Kcal/kmol
ΔHc	C2H4O	=	-283980	Kcal/kmol
ΔHc	C6H12O6	=	-673000	Kcal/kmol
ΔHc	CH1.8O0.3N0.2	=	-148720	Kcal/kmol
ΔHc	C12H22O11	=	-1349900	Kcal/kmol
ΔHc	CH4O2N2	=	-151030	Kcal/kmol

("Perry's chemical engineers", pp. 3ss-3ss)

$\Delta Hf = -\Delta Hc - (0.4805 \times a) - (34158.2 \times b)$ ("Perry's chemical engineers", pp. 3ss)

Dimana : a = jumlah atom C

b = jumlah atom H

ΔHf	C6H12O6	=	-301212.2	Kcal/kmol
ΔHf	C12H22O11	=	-531210	Kcal/kmol
ΔHf	CH4O2N2	=	-114793	Kcal/kmol
ΔHf	CH1.8O0.3N0.2	=	-257722.54	Kcal/kmol

ΔHf	NH3	=	-110400	Kcal/kmol
ΔHf	H2O	=	-68317.4	Kcal/kmol
ΔHf	CO2	=	-94051.8	Kcal/kmol
ΔHf	O2	=	-59.159	Kcal/kmol
ΔHf	C2H4O	=	-39758.4	Kcal/kmol
ΔHf	C2H5OH	=	-32197.1	Kcal/kmol

(Hougen," chemical proses", hal 298-299)

Reaksi I

$$CH_6O_2N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + 2CO_2$$

Mol yang bereaksi = 0.0350 kmol **(perhitungan dari neraca massa)**

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 2 x ΔHf NH_3) + (n x 2 x ΔHf CO_2))-

(n x 1 x ΔHf $CH_6O_2N_2$)

= ((0.0350 x 2 x -110400) + (0.0350 x 2 x

-94051,8)) – (0.0350 x 1 x -147954)

= -5850.849442 kcal

Δ H Produk 1 = m x Cp x Δ T(NH_3) + m x Cp x Δ T (CO_2)

= (2.39733 x 1,128 x 5) + (230.7688 x 0,576 x 5)

= 668.27015 kcal

Δ H Reaktan 1 = m x Cp x Δ T($CH_6O_2N_2$)

= (0.05607 x 0,42 x 5)

= 0.11729 kcal

Δ H Reaksi 1 = Δ H Produk 1 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 1

= 668.27015 + (-5850.849442) – 0.11729

ΔHf	NH_3	=	-11040,00	Kcal/kmol
ΔHf	H_2O	=	-68317,4	Kcal/kmol
ΔHf	CO_2	=	-94051,8	Kcal/kmol
ΔHf	O_2	=	-58,159	Kcal/kmol
ΔHf	C_2H_4O	=	-39758,4	Kcal/kmol
ΔHf	C_2H_5OH	=	-32197,1	Kcal/kmol

(Hougen," chemical process", hal 299-309)

Reaksi 1

$$CH_4O_3N_2 \longrightarrow 2\,NH_3 + 2CO_2$$

Mol yang bereaksi	=	0,0350 kmol (perhitungan dari massa masuk)
Δ H reaksi 25°C	=	ΔHf produk - ΔHf reaksi
	=	((n x 2 x ΔHf NH_3) + (n x 2 x ΔHf CO_2)) - (n x 1 x ΔHf $CH_4O_3N_2$)
	=	((0,0350 x 2 x -11040,00) + (0,0350 x 2 x -94051,8)) - (0,0350 x 1 x -14795,4)
	=	-5850,8404442 kcal
Δ H Produk 1	=	m x (Cp x Δ T(NH_3) + m x Cp x Δ T (CO_2)
	=	(2,34753 x 1,128 x 5) + (230,7088 x 0,576 x 5)
	=	668,27013 kcal
Δ H Reaksi 1	=	m x Cp x Δ T($CH_4O_3N_2$)
	=	(0,05607 x 0,42 x 5)
	=	0,11729 kcal
Δ H Reaksi 1	=	Δ H Produk 1 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaksi 1
	=	668,27013 + (-5850,8404442) - 0,11729

= -5182.696584 kcal

Reaksi II

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H2O \longrightarrow C_2H_{12}O_6 + C_2H_{12}O_6$$

Mol yang bereaksi = 40,2698 kmol (perhitungan dari neraca massa)

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 1 x ΔHf $C_2H_{12}O_6$) + (n x 1 x ΔHf $C_2H_{12}O_6$))

- ((n x 1 x ΔHf $C_{12}H_{22}O_{11}$) + (n x 1 x ΔHf H_2O))

= ((40,42689 x 1 x -301215,2) + (40,42689 x 2 x -301215,2)

–

(40,42689 x 1 x -531213) + (40,42689 x 1 x -68317,4))

= -116780.0632 kcal

Δ H Produk 2 = m x Cp x Δ T($C_2H_{12}O_6$) + m x Cp x Δ T ($C_2H_{12}O_6$)

= (13476.837 x 0,5944 x 5) + (13975.272 x 0,576 x 5)

= 41019.969 kcal

Δ H Reaktan 2 = m x Cp x Δ T($C_{12}H_{22}O_{11}$) + m x Cp x Δ T(H_2O)

= (728.27885 x 0,3 x 5) + (155097.73 x 0,998 x 5)

= 772052.6027 kcal

Δ H Reaksi 2 = Δ H Produk 2 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 2

= 41019.969 + (-116780.0632) – 772052.6027

= -847812.6969 kcal

Reaksi III

$$4C_6H_{12}O_6 + 3O_2 + 4NH_3 \longrightarrow 20CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} + 4CO_2 + 12H_2O$$

Mol yang bereaksi = 0.0343 kmol (perhitungan dari neraca massa)

[illegible]

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 20 x ΔHf $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$) + (n x 4 x ΔHf CO_2) + (n x 12 x ΔHf H_2O) - ((n x 4 x ΔHf $C_6H_{12}O_6$) + (n x 3 x ΔHf O_2) + (n x 3 x ΔHf NH_3))

= ((0.0343 x 20 x -25722.54) + (0.0343 x 4 x -94051.8) + (0.0343 x 12 x -68317.4) - ((0.0343 x 4 x -301215.2) + (0.0343 x 3 x -59,159) + (0.0343 x 3 x -110400))

= 33155.42334 kcal

Δ H Produk 3 = m x Cp x Δ T($CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$) + m x Cp x Δ T (CO_2) + m x Cp x Δ T (H_2O)

= (497.7133 0,3 x 5) + (236.84008 x 0,576 x 5) + (155105.182 x 0,998 x 5)

= 772424.6429 kcal

Δ H Reaktan 3 = m x Cp x Δ T($C_6H_{12}O_6$) + m x Cp x Δ T (O_2) + m x Cp x Δ T (NH_3)

= (27427.2563 x 0,3 x 5) + (15.26982 x 0,623 x 5) + (0.04794674 x 0,998 x 5)

= 41030.33956 kcal

Δ H Reaksi 3 = Δ H Produk 3 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 3

= 772424.6429 + 33155.42334 – 41030.33956

= 764549.7267 kcal

Reaksi IV

4. $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$

Mol yang bereaksi = 72.9616 kmol (perhitungan dari neraca massa)

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 2 x ΔHf C_2H_5OH) + (n x 2 x ΔHf CO_2))-

(n x 1 x ΔHf $C_6H_{12}O_6$)

= ((72.9616 x 2 x -32197.1) + (72.9616 x 2 x

-94051,8)) – (72.9616 x 1 x -301215.2)

= 3554499.878 kcal

Δ H Produk 4 = m x Cp x Δ T(C_2H_5OH) + m x Cp x Δ T (CO_2)

= (6748.50196 x 0,473 x 5) + (6683.6818 x 0,576 x 5)

= 39154.55057 kcal

Δ H Reaktan 4 = m x Cp x Δ T($C_6H_{12}O_6$)

= (269.29272 x 0,3 x 5)

= 402.38727 kcal

Δ H Reaksi 4 = Δ H Produk 4 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 4

= 39154.55057 + (3554499.878) – 402.38727

= 3593252.041 kcal

Reaksi V

5. $C_2H_5OH + 1/2O_2 \longrightarrow C_2H_4O + H_2O$

Mol yang bereaksi = 0.9317 kmol (perhitungan dari neraca massa)

Δ H reaksi 25°C = ΔHf produk - ΔHf reaktan

= ((n x 1 x ΔHf C_2H_4O) + (n x 1 x ΔHf H_2O))-

((n x 1 x ΔHf C_2H_5OH) + (n x 1/2 x ΔHf O_2))

= ((0.9317 x 1 x -39758.4) + (0.9317 x 1 x

4. $C_6H_{12}O_6$ ——————→ $2C_2H_5OH + 2CO_2$

Mol yang bereaksi = 72,9010 kmol (perhitungan dari neraca massa)

ΔH reaksi 25°C = ΔH° produk - ΔH° reaksi

= $((n \times 2 \times \Delta H°C_2H_5OH) + (n \times 2 \times \Delta H° CO_2)) -$

$(n \times 1 \times \Delta H°C_6H_{12}O_6)$

= $((72,9010 \times 2 \times -32197,1) + (72,9010 \times 2 \times$

$-94051,8)) - (72,9010 \times 1 \times -301215,3)$

= 3354499,878 kcal

ΔH Produk 4 = $m \times Cp \times \Delta T(C_2H_5OH) + m \times Cp \times \Delta T(CO_2)$

= $(6748,30190 \times 0,473 \times 5) + (6683,6818 \times 0,5376 \times 5)$

= 30134,5807 kcal

ΔH Reaktan 4 = $m \times Cp \times \Delta T(C_6H_{12}O_6)$

= $(586,70272 \times 0,3 \times 5)$

= 440,38727 kcal

ΔH Reaksi 4 = ΔH Produk 4 + ΔH reaksi 25°C - ΔH Reaktan 4

= 30134,5807 + (3354499,878) - 440,38727

= 3383193,041 kcal

Reaksi V

5. $C_2H_5OH + 3O_2$ ——————→ $C_2H_4O + H_2O$

Mol yang bereaksi = 0,0317 kmol (perhitungan dari neraca massa)

ΔH reaksi 25°C = ΔH° produk - ΔH° reaktan

= $((n \times 1 \times \Delta H°C_2H_4O) + (n \times 1 \times \Delta H° H_2O)) -$

$(n \times 1 \times \Delta H°C_2H_5OH) + (n \times 3 \times \Delta H° O_2)$

= $((0,0317 \times 1 \times -39258,4) + (0,0317 \times 1 \times$

-68317.4)) – ((0.9317 x 1 x -32197.1) + (0.9317 x 1/2 x -59.159))

= -70669.92182 kcal

Δ H Produk 5 = m x Cp x Δ T(C_2H_4O) + m x Cp x Δ T (H_2O)

= (41.2035891 x 0,473 x 5) + (155105.1822 x 0,576 x 5)

= 771063.0298 kcal

Δ H Reaktan 5 = m x Cp x Δ T(C_2H_5OH) + m x Cp x Δ T(O_2)

= (6748.5019 x 0,473 x 5) + (15.26982 x 0,623 x 5)

= 10131.24691 kcal

Δ H Reaksi 5 = Δ H Produk 4 + Δ H reaksi 25°C - Δ H Reaktan 4

= 771063.0298 + (-70669.92182) – 10131.24691

= 690261.8611 kcal

Δ H Reaksi total = Δ H Reaksi 1 + Δ H Reaksi 2 + Δ H Reaksi 3 + Δ H Reaksi 4 + Δ H Reaksi 5

= (-5182.696584) + (-847812.6969) + 764549.7267 + 3593252.041 + 690261.8611

= 4195068.235 kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar
  - Suhu bahan masuk = 32°C
  - Δ T = T bahan masuk – T referensi
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	Δ T (°C)	H (kcal)
sukrosa	725.481	0.3	7	1088.2215

-08312.40) – ((0.09317 x 1 x -32147.1) + (0.09317 x

1 x -50.1809)

= -70669.92182 kcal

ΔH Produk 5 = m x Cp x $\Delta T(C_3H_8O)$ + m x Cp x $\Delta T(H_2O)$

= (41.20536901 x 0.473 x 3) + (135.0041822 x 0.579 x

3)

= 77100.0298 kcal

ΔH Reaksi 5 = m x Cp x $\Delta T(C_3H_8O)$ + m x Cp x $\Delta T(O_2)$

= (9748.3019 x 0.473 x 3) + (15.29982 x 0.023 x 3)

= 10131.24691 kcal

ΔH Reaksi 5 = ΔH Produk 4 – ΔH reaksi 25°C - ΔH Reaksi 4

= 77100.0298 + (-70669.92182) – 10131.24691

= 496261.3611 kcal

ΔH Reaksi total = ΔH Reaksi 1 + ΔH Reaksi 2 + ΔH Reaksi 3 + Δ

H Reaksi 4 + ΔH Reaksi 5

= (-51826.99854) + (-924781.6909) + (-4346.7207 +

3509252.041 + 496261.3611

= 4129906.225 kcal

- Mengubah satuan (H) kalori ke kJ

- Suhu bahan masuk = 32°C

- ΔT = T bahan masuk – T referensi

- H = m x Cp x ΔT

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔT (°C)	H (kcal)
sukrosa	723.181	0.3	7	1085.2715

glukosa	268.2582	0.3	7	402.387272
fruktosa	13908.98	0.3	7	20863.469
abu	3046.639	0.32	7	4874.623
impurities	2031.093	0.247	7	2508.39975
air	154526.1	0.998	7	771085.22
H2SO4	1.974953	0.3532	7	3.48776678
urea	0.055855	0.42	7	0.11729562
biomassa	495.8013	0.3	7	743.701983
NH3	0.047763	0.52	7	0.1241826
CO2	66.58005	0.576	7	191.750544
C2H5OH	6679.653	0.473	7	15797.3783
Total				817558.881

Total entalpi (H) bahan keluar = 817558.881 kkal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

  Panas (Q) yang diserap air pendingin dari 30°C sampai 45°C adalah

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$Q = m \times 0{,}998 \times (45-30)$$

$$Q = 14.97\ m$$

Neraca Panas pada T. Stater

H bahan masuk + Δ H Reaksi total = H bahan keluar + Q yang diserap air pendingin

830550.755 + 4195068.235 = 817558.881 + 14.97 m

Massa air = 281099.5397 kg

Sehingga

glukosa	208,2582	0,3	7	436,3872272
fruktosa	1390825	0,3	7	2908034,809
abu	3040,030	0,32	7	6874,023
lignoselulosa	2031,093	0,247	7	2808,399973
air	1546526,1	0,998	7	7710953,22
HMF	1,974053	0,3232	7	3,487766078
urea	0,058825	0,42	7	0,117729502
biomassa	495,8013	0,3	7	743,7019023
NH3	0,047783	0,32	7	0,124183526
CO2	66,58005	0,376	7	197,7506444
C2H5OH	6679,032	0,171	7	13797,2783
Total				8172358,881

Total cairan (H) bahan keluar = 8172358,881 kkal

- Mengitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang dilepas air pendingin dari 30°C sampai 45°C adalah

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$Q = m \times 4,998 \times (45-30)$$

$$Q = 14,97\ m$$

Maka Panas pada T. Stator

H bahan masuk + Δ H Reaksi total = H bahan keluar + Q yang dilepas air pendingin

$$8205530,755 + 4195088,225 = 8172358,881 + 14,97\ m$$

Maka air = 28109,5397 kg

Sehingga

Q yang diserap air pendingin = m x Cp x Δ T

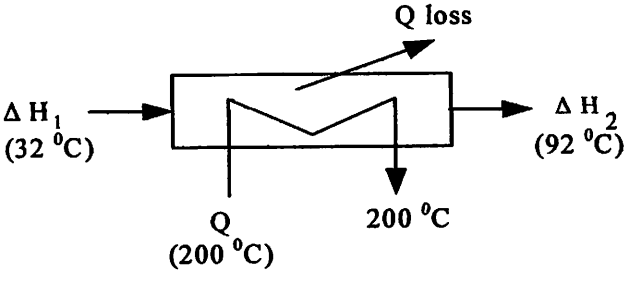
= 281099.5397 x 0,998 x (45-30)

= 4208060.11 kcal

Neraca panas

Komponen	Masuk (kcal)	Keluar (kcal)
H Bahan	830550.7552	
H Produk		817558.8806
Q yang diserap air pendingin		4208060.11
Δ H Reaksi Total	4195068.235	
Total	5025618.99	5025618.99

5. Pre Heater (E-214)

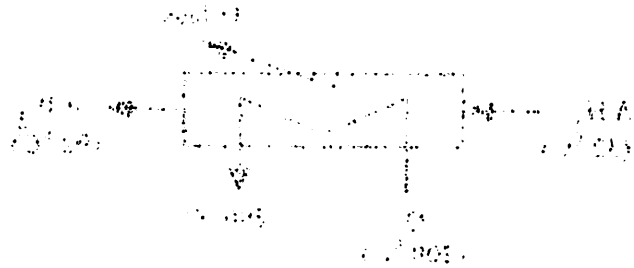


- Menghitung Enthalpi bahan masuk

  Enthalpi bahan masuk pada suhu 32. °C

  ΔT = Tbahan masuk – T reference

  H = m x Ca x ΔT



Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
sukrosa	724.637453	0.3	7	1086.95618
glukosa	267.946266	0.3	7	401.919399
fruktosa	13892.80674	0.3	7	20839.21011
air	154346.422	0.998	7	770188.6458
H2SO4	1.972656515	0.335	7	3.304199663
urea	0.05579011	0.552	7	0.153980704
C2H5OH	6671.88584	0.5944	7	19828.84472
C2H4O	40.99757116	0.576	7	118.0730049
antifoam	1.828575925	0.6462	7	5.908128814
	175948.5529			812473.0155

Total entalpi (H) bahan masuk = 812473.0155 kcal

- Menghitung Enthalpi bahan keluar

Enthalpi bahan keluar pada suhu = 92 ^{0}C

ΔT = T bahan masuk – T reference

H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
sukrosa	724.637453	0.3	67	14565.21281
glukosa	267.946266	0.3	67	5385.719947
fruktosa	13892.80674	0.3	67	279245.4155
air	154346.422	0.998	67	10320527.85
H2SO4	1.972656515	0.335	67	44.27627548

Komponen	Isi	Cp (kcal/kg.°C)	T	H (kcal)
sukrosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
glukosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
fruktosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]			

Total enthalpi (H) bahan masuk = [illegible] kcal

- Menghitung Enthalpi bahan keluar

Enthalpi bahan keluar pada suhu = [illegible]

H = f bahan masuk - T referensi

H = m x Cp x Δt

Komponen	Isi	Cp (kcal/kg.°C)	T	H (kcal)
sukrosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
glukosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
fruktosa	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

urea	0.05579011	0.552	67	2.063341428
C2H5OH	6671.88584	0.5944	67	265706.5192
C2H4O	40.99757116	0.576	67	1582.178266
antifoam	1.828575925	0.6462	67	79.1689261
	175948.5529			10887138.41

Total entalpi (H) bahan masuk = 10887138.41kcal

Neraca panas total :

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + 0.05 Q suplai

0.95 Q suplai = 10074665.39 kkal

Q suplai = 10604910.94 kkal

Q loss = 530245.547 kkal

Menghitung steam yang dibutuhkan

Suhu bahan yang masuk dinaikkan sampai suhu 99 ^{0}C dengan menggunakan steam saturated 200 ^{0}C

P (KPA)	T (^{0}C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
1553.8	200	2793.2	852.45	1940.75

Panas Q yang disupali = ms x λ

ms = Q suplai/ λ

ms = (10604910.94 /463.8503824) = 22862.78365 kg

Neraca panas

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
H bahan masuk	812473.0155	H bahan keluar	10887138.41

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]			[illegible]

Total entalpi (H) bahan masuk = [illegible] kcal

Neraca panas total :

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + 0,05 Q suplai

0,95 Q suplai = [illegible] kcal

Q suplai = [illegible] kkal

Q loss = [illegible] kkal

Menghitung steam yang dibutuhkan

Suhu bahan yang masuk dimaskan sampai suhu 90 °C dengan menggunakan steam sebesar 200 °C

P (kPa)	T (°C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
[illegible]	200	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Panas Q yang diserap = ms x λ

ms = Q suplai / λ

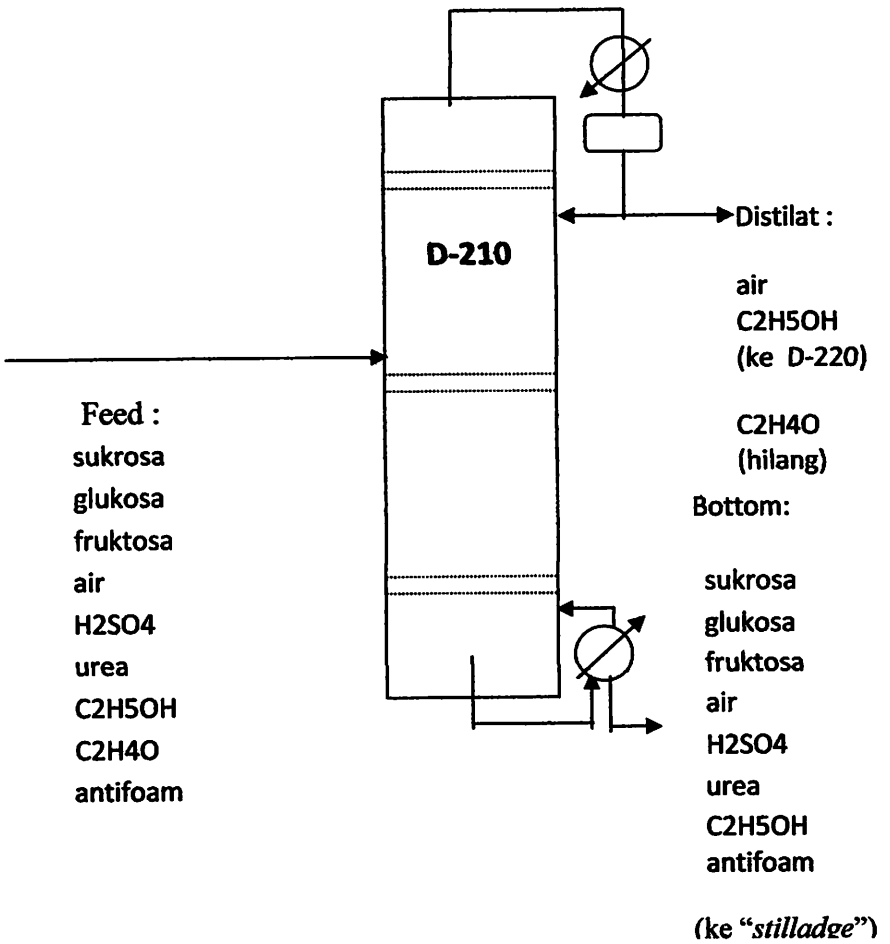
ms = ([illegible] / [illegible]) = [illegible] kg

Neraca panas

Masuk (Kcal)		Keluar (Kcal)	
H bahan masuk	[illegible]	H bahan keluar	[illegible]

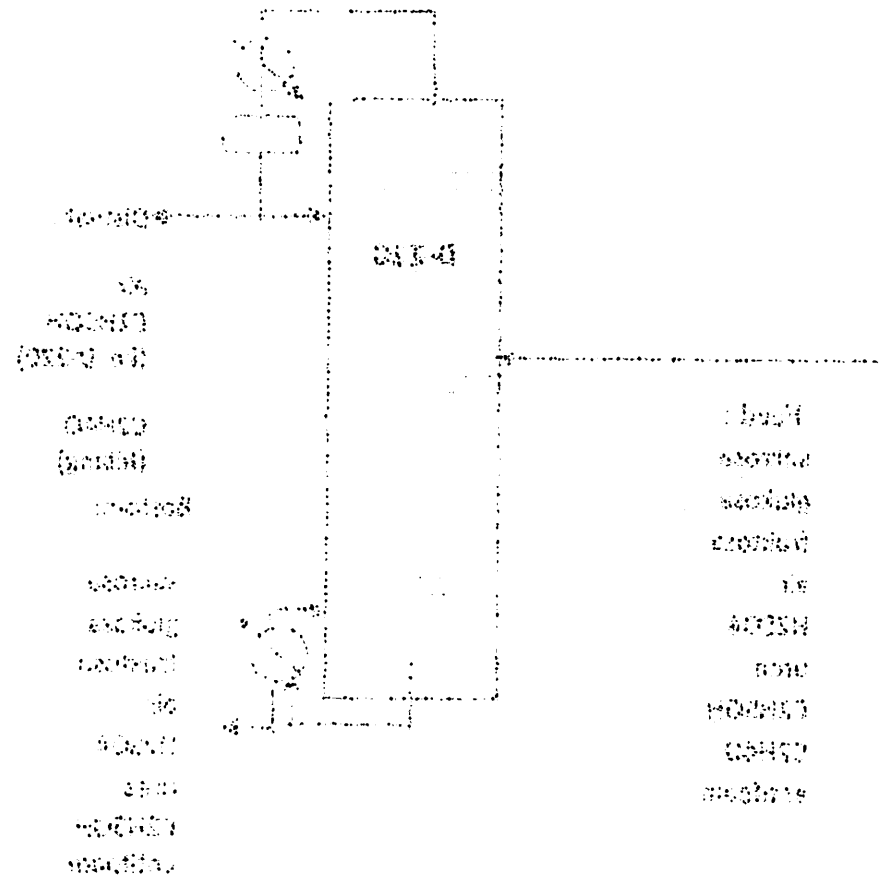
Q suplai	10604910.94	Q loss	530245.547
Jumlah	11417383.95	**Jumlah**	11417383.95

6. DISTILATION COLUMN (D-210)



- Menghitung entalpi bahan yang masuk (HF)

  - Suhu bahan keluar = 99 °C
  - ΔT = T bahan masuk – T referen
  - H = m x Cp x ΔT



Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
sukrosa	724.637453	0.3	67	14565.21281
glukosa	267.946266	0.3	67	5385.719947
fruktosa	13892.80674	0.3	67	279245.4155
air	154346.422	0.998	67	10320527.85
H2SO4	1.972656515	0.335	67	44.27627548
urea	0.05579011	0.552	67	2.063341428
C2H5OH	6671.88584	0.5944	67	265706.5192
C2H4O	40.99757116	0.576	67	1582.178266
antifoam	1.828575925	0.6462	67	79.1689261
Total	175948.5529			10887138.41

Total entalpi (H) bahan masuk = 10887138.41 kcal

- Menghitung entalpi distilat (HD)
  - Suhu distilat = 84.8 °C
  - Δ T = T distilat – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	487.768321	0.998	59.8	29110.20852
C2H5OH	4200.05489	0.5944	59.8	149291.4549
C2H4O	25.8863392	0.576	59.8	891.6497754
Jumlah	4713.70955			179293.3132

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
sukrosa	724.0777453	0.3	67	14505.21261
glukosa	267.9402606	0.3	67	5365.719941
fruktosa	138[illegible]2.80074	0.3	67	27[illegible]5.4155
air	1341[illegible].422	0.998	67	10[illegible]27.85
H_2SO_4	1.972[illegible]5.13	0.35	67	44.2702[illegible]
mua	0.05[illegible]7901	0.352	67	1.06[illegible]4.428
C_2H_5OH	68[illegible].88364	0.5044	67	2[illegible]6.5192
(C_2H_4O)	40.9[illegible]7171	0.376	67	1582.17[illegible]66
sentifuum	1.82[illegible]7923	0.4402	67	7[illegible].1[illegible]0261
Total	1759[illegible].3520			108[illegible]138.41

Total entalpi (H) hasil reaksi = (108[illegible]138.41) kcal

- Mengembunkan embuat distilat (HD)

- Suhu distilat = 84.8 °C

- ΔT = T distilat - T reaksi

- H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	487.7[illegible]27	0.998	36.8	20110.[illegible]2
C_2H_5OH	420.0[illegible]189	0.3941	36.8	1[illegible]91.4597
(C_2H_4O)	25.88[illegible]2	0.376	36.8	35[illegible].[illegible]754
Jumlah	4713.7[illegible]55			17[illegible]3.172

- Menghitung entalpi kondensor masuk (HV)

  - Suhu kondensor masuk = 84.8 °C
  - Δ T = T kondensor masuk – T referen
  - H = m x Cp x Δ T + M x λ

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	487.768321	0.998	59.8	29110.20852
C2H5OH	4200.05489	0.5944	59.8	149291.4549
C2H4O	25.8863392	0.576	59.8	891.6497754
total	4713.70955			179293.3132

- Menghitung entalpi kondensor keluar (HL)

  - Suhu kondensor keluar = 81.16 °C
  - Δ T = T kondensor masuk – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp(kcal/kg °C)	ΔT	H(kcal)
air	487.768321	0.998	56.16	27338.28279
C2H5OH	4200.05489	0.5944	56.16	140204.1489
C2H4O	25.8863392	0.576	56.16	837.3754413
total	4713.70955			168379.8072

Qc = HV - HL

Qc = 179293.3132- 168379.8072

Qc = 10913.50602 kkal

- Menghitung entalpi air masuk (H in)

- Mengitungi entalpi kondensor masuk (HV) :

  - Suhu kondensor masuk = 84,8 °C

  - ΔT = T kondensor masuk – T referen

  - H = m x Cp x ΔT = M x λ

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	4827,7583321	0,998	59,8	291110,28652
C2H5OH	4200,05489	0,5944	59,8	149291,4549
C2H4O	25,8863202	0,576	59,8	891,6407754
total	4713,70935			441293,3193

- Mengitungi entalpi kondensor keluar (HL) :

  - Suhu kondensor keluar = 81,16 °C

  - ΔT = T kondensor masuk – T referen

  - H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	4827,7583321	0,998	56,16	273136,28279
C2H5OH	4200,05489	0,5944	56,16	140204,1489
C2H4O	25,8863202	0,576	56,16	835,3275443
total	4713,70935			168370,8072

Qc = HV - HL

Qc = 441293,3193 - 168370,8072

Qc = 1001,5 MMCal/kmol

- Mengitungi entalpi air masuk (H lar)

- Suhu air = 30°C
- H in = m x Cp x ΔT

H in = ma x 0,998 x 5

H in = 4,99 ma

- Menghitung entalpi air keluar (H out)
  - Suhu air = 45°C
  - H out = m x Cp x ΔT

H out = ma x 0,998 x 20

H out = 19,96 ma

Jadi

Qc = H out - H in

Qc = 19,96 ma - 4,99 ma

10913.50602 = 14,97 ma

ma = 729,02511 kg

Sehingga

H in = 3637.83534 kcal

H out = 14551.34136 kcal

- Menghitung entalpi bottom (HB)
  - Suhu bottom = 100 °C
  - Δ T = T bottom – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg ^{0}C)	ΔT	H (Kcal)

- Suhu air = 30°C
- H in = m x Cp x ΔT

H in = ma x 0,999 x 5

H in = 4,99 ma

* Mengitung entalpi air keluar (H out)
- Suhu air = 45°C
- H out = m x Cp x ΔT

H out = ma x 0,9994 x 30

H out = 19,99 ma

Jadi

Qc = H out - H in

Qc = 19,99 ma - 4,99 ma

1091,39663 = 14,97 ma

ma = 728,6531 kg

Sehingga

H in = 3437,83734 kcal

H out = 14331,34136 kcal

* Mengitung entalpi bahan (HB)
- Suhu bahan = 100 °C
- ΔT = T bahan – T referen
- H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg °C)	ΔT	H (Kcal)

sukrosa	724.637453	0.3	75	16304.34269
glukosa	267.946266	0.3	75	6028.790985
fruktosa	13892.8067	0.3	75	312588.1517
air	153574.69	0.998	75	11495065.54
H2SO4	1.97265652	0.335	75	49.56299494
urea	0.05579011	0.552	75	2.309710554
C2H5OH	26.6875434	0.5944	75	1189.730683
antifoam	1.82857593	0.6462	75	88.62193221
Total	168490.625			11831317.05

- Menghitung entalpi steam (HS) dan entalpi kondensat (HK)

  Neraca panas reboiler :

  HF + Qs + H in = HD + HB + Hout

  12091223.42 + Qs + 3637.83534 = 179293.3132 + 14551.3413 + 1498339.7

  Qs = 1134385.461 kcal

Pada reboiler digunakan steam saturated 200 °C

P (kPA)	T (°C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
1553.8	200	2793.2	852.45	1940.75

- Massa steam = Qs / λ

  = 1134385.461 / 463.8503824

  = 2445.584836 kg

- H steam = HV 200 °C x m steam

- [illegible]

- [illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

- [illegible]

[illegible]	[illegible]			[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

= 667.5908222 x 2445.584836

= 1632649.991 kkal

- H kondensat = HL 200 °C x m steam

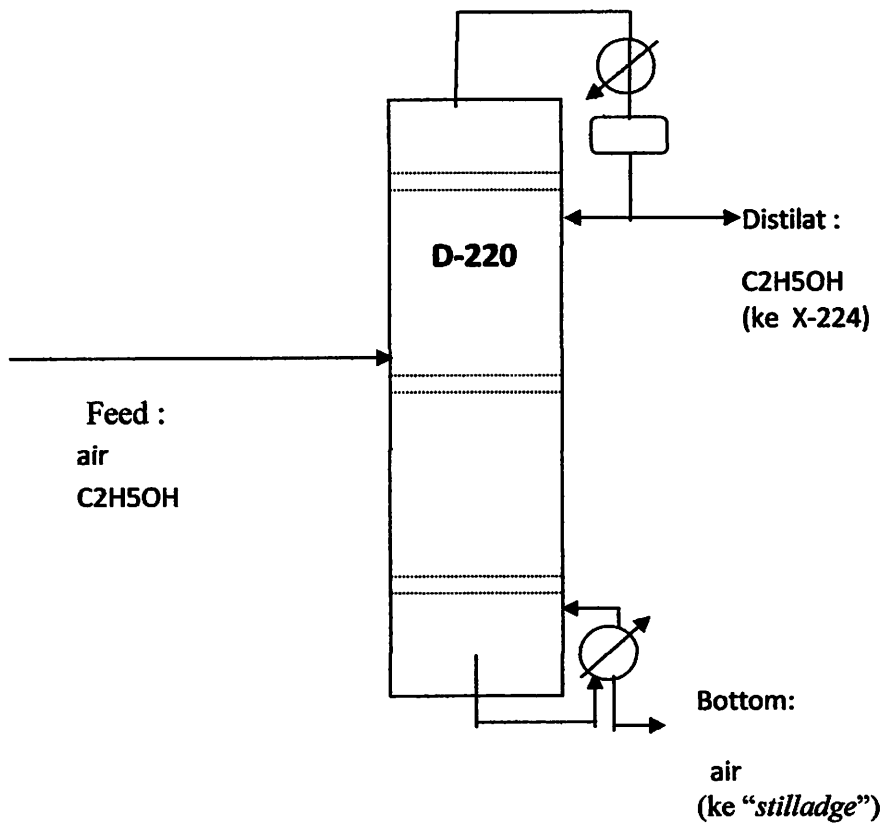
= 203.7404398 x 2445.584836

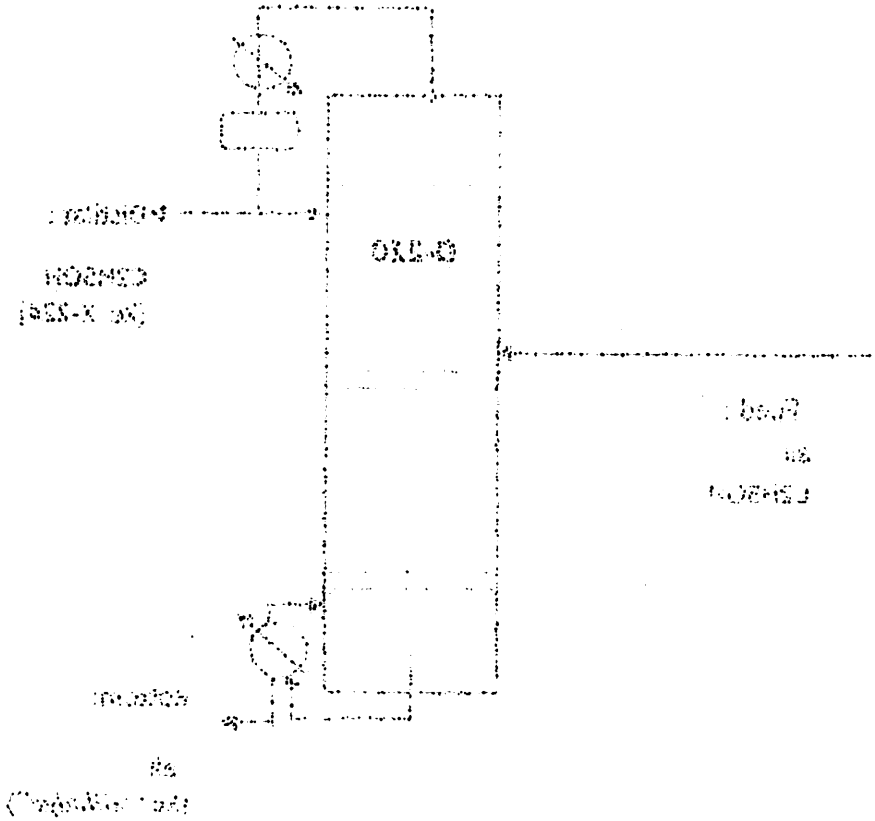
= 498264.53 kkal

Neraca panas destilasi

Masuk		Keluar	
HF	10887138.41	H kondensat	498264.53
Hin	3637.83534	HD	179293.3132
Hsteam	1632649.991	HB	11831317.05
		H out	14551.34136
Total	12523426.23		12523426.23

7. DISTILATION COLUMN (D-220)





- Menghitung entalpi bahan yang masuk (HF)
  - Suhu bahan keluar = 81.16 °C
  - Δ T = T bahan masuk – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	771.7321098	0.998	56.16	43253.79434
C2H5OH	6645.198296	0.5944	56.16	221826.7135
Total	7416.930406			265080.5078

Total entalpi (H) bahan masuk = 265080.5078kcal

- Menghitung entalpi distilat (HD)
  - Suhu distilat = 78.83 °C
  - Δ T = T distilat – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	38.58660549	0.998	53.83	2072.96274
C2H5OH	6312.938381	0.5944	53.83	201992.2612
	6351.524986			204065.2239

- Menghitung entalpi kondensor masuk (HV)
  - Suhu kondensor masuk = 78.83 °C
  - Δ T = T kondensor masuk – T referen

- Mengitung entalpi bahan yang masuk (HF)

  - Suhu rata-rata kolom = 81,16 °C

  - ΔT = T bahan masuk – T referen

  - H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	771,7721098	0,998	56,16	43243,7454
C2H5OH	6665,198259	0,5944	56,16	221824,7135
Total	7436,970308			265068,5078

Total entalpi (H) bahan masuk = 265068,5078kcal

- Mengitung entalpi distilat (HD)

  - Suhu distilat = 78,83 °C

  - ΔT = T distilat – T referen

  - H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	38,58860540	0,998	53,83	2072,991274
C2H5OH	6312,938781	0,5944	53,83	201000,3612
	6351,527320			203073,3525

- Mengitung entalpi kondensor masuk (HV)

  - Suhu kondensor masuk = 78,83 °C

  - ΔT = T kondensor masuk – T referen

- H = m x Cp x Δ T + M x λ

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg°C)	ΔT	H(kcal)
air	38.58660549	0.998	53.83	2072.96274
C2H5OH	6312.938381	0.5944	53.83	201992.2612
Total	6351.524986			204065.2239

- Menghitung entalpi kondensor keluar (HL)

  - Suhu kondensor masuk = 78.55 °C
  - Δ T = T kondensor masuk – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp(kcal/kg °C)	ΔT	H(kcal)
air	38.58660549	0.998	53.55	2062.180099
C2H5OH	6312.938381	0.5944	53.55	200941.5862
Total	6351.524986			203003.7663

Qc = HV - HL

Qc = 204065.2239 - 203003.7663

Qc = 1061.457602 kkal

- Menghitung entalpi air masuk (H in)

  - Suhu air = 30°C
  - H in = m x Cp x ΔT

    H in = ma x 0,998 x 5

    H in = 4,99 ma

- Menghitung entalpi air keluar (H out)

- H = m x Cp x ΔT + M x λ

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg°C)	ΔT	H(Kcal)
air	38,5860054	0,998	53,85	2072,96274
C2H5OH	6312,93818	0,3944	53,85	2016992,2612
Total	6351,52496			2018065,2239

- Mengitung energi kondensor bahan (HL)

- Suhu kondensor masuk = 78,55 °C

- ΔT = T kondensor masuk – T ruangan

- H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg °C)	ΔT	H(Kcal)
air	38,5860054	0,998	53,55	2062,180696
C2H5OH	6312,93818	0,3944	53,55	200944,5862
Total	6351,52496			203006,7662

Qc = HV - HL

Qc = 2018065,2239 - 203006,7662

Qc = 1001,457605 Kkal

- Mengitung energi air masuk (H in)

- Suhu air = 30°C

- H in = m x Cp x ΔT

H in = mc x 0,998 x 5

H in = 4,99 mc

- Mengitung energi air keluar (H out)

- Suhu air = 45°C
- H out = m x Cp x ΔT

H out = ma x 0,998 x 20

H out = 19,96 ma

Jadi

Qc = H out - H in

Qc = 19,96 ma - 4,99 ma

1061.457602 = 14,97 ma

ma = 70,90565141 kg

Sehingga

H in = 353.8192006 kcal

H out = 1415.2768 kcal

- Menghitung entalpi bottom (HB)
  - Suhu bottom = 95.26 °C
  - Δ T = T bottom – T referen
  - H = m x Cp x Δ T

Komponen	kg	Cp(Kcal/kg °C)	ΔT	H (Kcal)
air	733.1455043	0.998	70.26	51407.78153
C2H5OH	332.2599148	0.5944	70.26	13876.01931
Total	1065.405419			65283.80084

- Menghitung entalpi steam (HS) dan entalpi kondensat (HK)

- Suhu air = 45°C
- H out = m x Cp x ΔT
  H out = 0,998 x 30
  H out = 19,96 mcal

Jadi

Qc = H out - H in
Qc = 19,96 mcal - 4,99 mcal
100/45,7002 = 14,97 mcal
mc = 70,09 kg

Sehingga

H in = 353,8192006 kcal
H out = 1415,2768 kcal

- Mengitung energi bottom (HB)
  - Suhu bottom = 95,26 °C
  - ΔT = T bottom - T referen
  - H = m x Cp x ΔT

Komponen	kg	Cp(kcal/kg °C)	ΔT	H (kcal)
air	723,1455067	0,998	70,26	51407,75133
C2H5OH	323,2590146	0,6944	70,26	15976,01921
Total	1046,404617			67383,50054

- Mengitung energi steam (HS) dan energi kondensat (HK)

Neraca panas reboiler :

HF + Qs + H in = HD + HB + Hout

265080.5078 + Qs + 353.81920 = 204065.2239 + 65283.80084 + 1415.2768

Qs = 5329.9745 kcal

Pada reboiler digunakan steam saturated 200 °C

P (kPA)	T (^{0}C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
1553.8	200	2793.2	852.45	1940.75

- Massa steam = Qs / λ
  = 5329.9745 / 463.8503824
  = 11.49071 kg
- H steam = HV 200 °C x m steam
  = 667.5908222 x 11.49071
  = 7671.0987 kkal
- H kondensat = HL 200 °C x m steam
  = 203.7404398 x 11.49071
  = 2341.124196 kkal

Neraca panas destilasi

Masuk		Keluar	
HF	265080.5078	H kondensat	2341.124196
Hin	353.8192006	HD	204065.2239
Hsteam	7671.098721	HB	65283.80084

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]		[illegible]	

[illegible]

- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible]

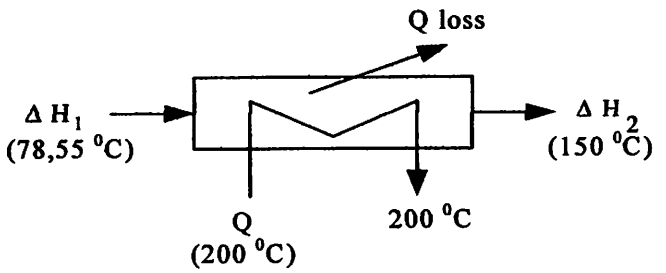
[illegible]

[illegible]

[illegible]

		H out	1415.276802
Total	273105.4258		273105.4258

8. Heater (E-226)



- Menghitung Enthalpi bahan masuk

  Enthalpi bahan masuk pada suhu 78.55 ^{0}C

  ΔT = Tbahan masuk – T reference

  H = m x Ca x ΔT

Komponen	**kg**	**Cp (kcal/kg^{o}C)**	**ΔT**	**H (kcal)**
air	333.772852	0.998	53.55	17837.79
C2H5OH	6341.68418	0.5944	53.55	201856.6
	6675.45703			219694.4

Total entalpi (H) bahan masuk = 219694.4 kcal

- Menghitung Enthalpi bahan keluar

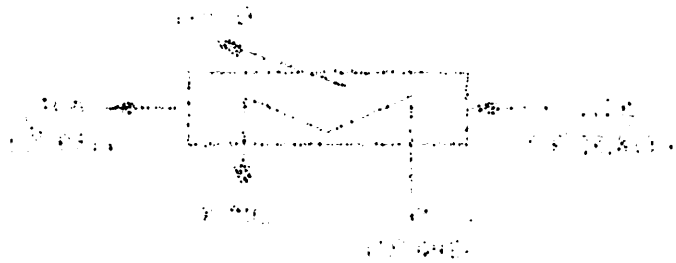
  Enthalpi bahan keluar pada suhu = 150 ^{0}C

  ΔT = T bahan masuk – T reference

  H = m x Cp x ΔT

Total	[illegible]	[illegible]	[illegible]

8. Figure (E-2Jm)



Sampling Equipment Details Below Ground.

Equipment below ground on plant under [illegible]

AT = Flow meter [illegible] - 7 in diameter

[illegible]

Equipment	Qp	Qp (cm/sec)	Vf	Vf (cm/sec)
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]			[illegible]

Total energy at [illegible] meter station = [illegible] kcal

Sampling Equipment Details - Iron

Equipment below ground under [illegible]

AT = Flow meter [illegible] - 7 in diameter

[illegible]

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	333.772852	0.998	125	41638.16
C2H5OH	6341.68418	0.5944	125	471187.1
	6675.45703			512825.3

Total entalpi (H) bahan keluar = 512825.3 kcal

Neraca panas total :

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + 0.05 Q suplai

0.95 Q suplai = 293130.9403 kkal

Q suplai = 308558.9 kkal

Q loss = 15427.94 kkal

Menghitung steam yang dibutuhkan

Suhu bahan yang masuk dinaikkan sampai suhu 99 ^{0}C dengan menggunakan steam saturated 200 ^{0}C

P (KPA)	T (^{0}C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
1553.8	200	2793.2	852.45	1940.75

Panas Q yang disupali = ms x λ

ms = Q suplai/ λ

ms = (308558.9 /463.8503824) = 665.2121 kg

Neraca panas

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	323,77243	0,998	125	41053,16
$C_{21}H_{30}O_{11}$	634,46416	0,3944	125	42118,71
	957,23659			51282,3

Total entalpi (H) bahan keluar = 51282,3 kcal

Neraca panas total :

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + Q loss

H bahan masuk + Q suplai = H bahan keluar + 0,05 Q suplai

0,95 Q suplai = 2951,9603 kcal

Q suplai = 3108232,9 kcal

Q loss = 155412,94 kcal

Mengalirkan uap yang dibutuhkan

Suhu bahan yang masuk dimaksukan sampai suhu 30 °C dengan menggunakan uap saturated 200 °C

P (kPa)	T (°C)	HV (kJ/kg)	HL (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
1553,8	200	2792,2	852,45	1940,75

Nilai Q yang disuplai = ms x λ

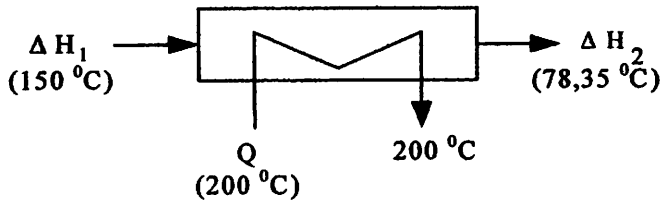
ms = Q suplai/ λ

ms = (3108232,9 /1940,75024) = 1601,2121 kg

Neraca panas

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
H bahan masuk	219694.3576	H bahan keluar	512825.2979
Q suplai	308558.8845	Q loss	15427.94422
Jumlah	528253.2421	**Jumlah**	528253.2421

9. KONDENSOR (E-228)



- Menghitung entalpi (H) bahan masuk
  - Suhu bahan masuk = 150 °C
  - ΔT = T bahan masuk – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

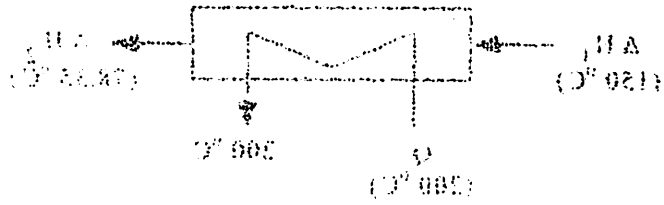
Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	31.56565656	0.998	125	3937.816
C2H5OH	6281.565656	0.5944	125	466720.3
	6313.131313			470658.1

Total entalpi (H) bahan masuk = 470658.1 Kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar
  - Suhu bahan keluar = 80 °C

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
H bahan masuk	2109604.3978	H bahan keluar	5128252.7079
Q suplai	3085658.8945	Q loss	1442276.6422
Jumlah	5195263.2921	Jumlah	5128252.7021

4. KONDENSOR (E-328)



- Mengitung entalpi (H) bahan masuk
- Suhu bahan masuk = 150 °C
- ΔT = T bahan masuk – T referensi
- H = m × Cp × ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	31.5050505	0.998	125	3937.876
C2H5OH	0.2571.5656	0.5944	125	19072.63
	0313.13131			4709.58.1

Total entalpi (H) bahan masuk = 4709.58.1 Kcal

- Mengitung entalpi (H) bahan yang keluar
- Suhu bahan keluar = 80 °C

- ΔT = T bahan keluar – T referensi
- H = m × Cp × ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	31.56565656	0.998	55	1732.639
C2H5OH	6281.565656	0.5944	55	205356.9
	6313.131313			207089.6

Total entalpi (H) bahan keluar = 207089.6 Kcal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang diserap air pendingin dari 30 °C sampai 45°C adalah

Q = m × Cp × ΔT

Q = m × 0.998 × (45-30)

Q = 14.97 m

Neraca panas pada condensor

H bahan masuk = H bahan keluar + Q yang diserap

470658.1 = 207089.6 + 14.97 m

m = 17606.45027 Kg

Sehingga

Q yang diserap air pendingin = 14.97 m

= 14.97 × 17606.45027

= 263568.5606 Kcal

- ΔT = T bahan keluar – T referensi
- H = m × Cp × ΔT

Komponen	Kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	31,5656565656	0,998	55	1732,939
C2H5OH	6581,5656565	0,5944	55	206256,0
	6613,131313			207988,6

Total entalpi (H) bahan keluar = 207988,6 Kcal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang dibawa air pendingin dari 30 °C sampai 45°C adalah

Q = m × Cp × ΔT

Q = m × 0,998 × (45-30)

Q = 14,97 m

Neraca panas pada condenser

H bahan masuk = H bahan keluar + Q yang dibawa

47065,1 = 207988,6 + 14,97 m

m = 17606,45027 Kg

Sehingga

Q yang dibawa air pendingin = 14,97 m

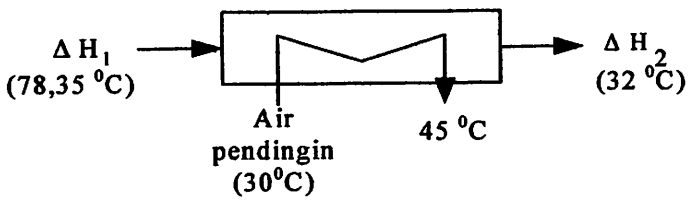
= 14,97 × 17606,45027

= 263568,5606 Kcal

Neraca panas

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
H_1 Bahan	470658.1439	
H_2 Produk		207089.5833
Q Yang di serap air pendingin		263568.5606
Total	470658.1439	470658.1439

10. COOLER (E-229)



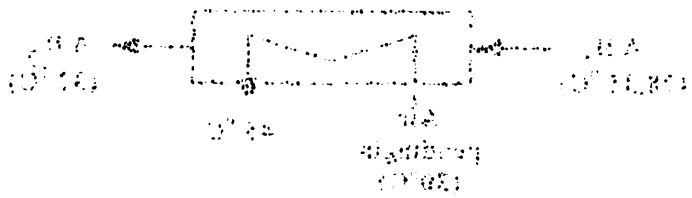
- Menghitung entalpi (H) bahan masuk
  - Suhu bahan masuk = 78,35 °C
  - ΔT = T bahan masuk – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

Komponen	**kg**	**Cp (kcal/kg°C)**	**ΔT**	**H (kcal)**
air	31.56565656	0.998	53,35	1732.639
C2H5OH	6281.565656	0.5944	53,35	205356.9
	6313.131313			207089.6

Total entalpi (H) bahan masuk = 207089.6 Kcal

Component	[illegible]	[illegible]
Air feedwater	[illegible]	[illegible]
Hg Product		[illegible]
Q Temp at entry air condenser		[illegible]
Total	[illegible]	[illegible]

10. [illegible]



- Mercury condensing (Hg) heating source
- Steam heating source [illegible]
- [illegible] = [illegible] heating source = [illegible] reference
- [illegible] = [illegible] = [illegible]

Component	Hg	Q (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
CO2/H2O	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]			[illegible]

Total energy (H) from source = [illegible] kcal

- Menghitung entalpi (H) bahan yang keluar
  - Suhu bahan keluar = 32 °C
  - ΔT = T bahan keluar – T referensi
  - H = m × Cp × ΔT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	ΔT	H (kcal)
air	31.56565656	0.998	7	945.0758
C2H5OH	6281.565656	0.5944	7	112012.9
	6313.131313			112958

Total entalpi (H) bahan keluar = 112958 Kcal

- Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

Panas (Q) yang diserap air pendingin dari 30 °C sampai 45°C adalah

Q = m × Cp × ΔT

Q = m × 0.998 × (45-30)

Q = 14.97 m

Neraca panas pada cooler

H bahan masuk = H bahan keluar + Q yang diserap

207089.6 = 112958 + 14.97 m

m = 6288.017955 Kg

Sehingga

Q yang diserap air pendingin = 14.97 m

= 14.97 × 6288.017955

= 94131.62878 Kcal

- Mengabaikan rugi-rugi (M) balam yang lainnya

- Suhu bahan bakar = 30 °C

- AT = 1 bunan bahan – T referensi

- H = m × Cp × AT

Komponen	kg	Cp (kcal/kg°C)	AT	H (kcal)
Air	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
$C_{12}H_{26}O_{11}$	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]			[illegible]

Total entalpi (H) bahan bakar = [illegible] kcal

- Mengabaikan jumlah air penguapan yang dibutuhkan

Maka (Q) yang dibutuhkan di pendingin dari 30 °C menjadi 40 °C adalah

Q = m × Cp × AT

Q = [illegible] × [illegible] × (40-30)

Q = [illegible] kcal

Jadi luas permukaan pendingin adalah

H bahan bakar = H bahan bakar – Q yang dibutuhkan

= [illegible] – [illegible] kcal

m = [illegible] kg

Sehingga

Q yang dibutuhkan pendingin = [illegible] kcal

= [illegible] × [illegible] × [illegible]

= [illegible] kcal/jam

Neraca panas

Komponen	masuk (kcal)	keluar (kcal)
H Bahan	207089.5833	
H Produk		112957.9545
Q Yang di serap air pendingin		94131.62878
Total	207089.5833	207089.5833

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. FERMENTOR (R-110) Lihat BAB VI. Perancangan Alat Utama (Pramudya Mardhika 05.14.004)

2. *BIN* MOLASSES (F-111)

Fungsi : Menampung bahan baku molasses selama 5 jam

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 50777,32291 kg/jam = 111943,7 lb/jam

Waktu tinggal : 5 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Densitas Bahan

Densitas (ρ) campuran

Komponen	%	Massa	SG	%.SG
Molasses	78%	39606,3119	1,4	1,092
Air	22%	11171,011	1	0,22
		50777,3229		1,312

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,312 × 0,995647 = 1,30628886 kg/L

= 81,5516138 lb/ft^3

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{111943,7}{81,5516138}$ = 1372,67285 ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = Q_f × waktu tinggal = 1372,67285 × 5 = 6863,364 ft^3

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 6863,364 ft^3

V_T = 8579,205 ft^3

D. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *flat head* (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

Vol. tangki = Vol. silinder + Vol. tutup atas

Transcoagulum Region

A. Measurable Densities Region

Densities (ρ) component

Component	%	Mass	SG	ρ, kg/m³
Moisture	78%	2066.7119	1.4	1,092
Air	22%	1171.011	1	0.22
		3237.7229		1,312

Note : Density (ρ) air T = 30°C = 0.99564 g/cm³

Tot. density (ρ) component = 1,312 × 0.99564 = 1,306.2886 kg/m³

= 81.55161135 lb/ft³

B. Measurable Volume Location (V_1)

Raw volumetric (Q_1) = $\frac{\text{mass}}{\rho}$ = $\frac{1171.011}{81.55161135}$ = 1272.6726 ft³/jam

Tot. volume liquid (V_1) = Q_1 × waktu digiling = 1272.6726 × 3 = 3816.204 ft³

C. Measurable Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_1) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{sa} + V_1$

V_1 = 80% V_T = 3816.204 ft³

V_T = 4770.255 ft³

D. Measurable Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *flat* dan *dome* (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

Vol. tangki = Vol. silinder + Vol. tutup atas

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847Di^3$

8579,205 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L_s\right) + 0{,}0847Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

8579,205 $= 1{,}2622\ Di^3$

Di^3 $= 6797{,}025\ ft^3$

Di = 18,9426 ft = 227,3135 in = 5,773775 m

E. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 18,9426 = 28,4139026 ft = 340,9703 in

F. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$V_L = \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}$

6863,364 $= \left(\frac{\pi}{4} \times (18{,}9426)^2 \times L_{ls}\right)$

6863,364 $= 281{,}6754\ L_{ls}$

L_{ls} = 24,36622 ft = 292,3976 in

G. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

P hidrostatis $= \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{81{,}5516138 \times (24{,}36622 - 1)}{144} = 13{,}233005$ psia

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 13,233005 = 27,92901 psia

= 13,233005 psig

H. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(13{,}233005)(227{,}3135)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(13{,}233005)]} + (1/16)$$

= 0,162821 in = 2,605138/16 in ≈ 3/16 in

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L_s\right) + 0{,}0847D^3$$

$$8579{,}205 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L_s\right) + 0{,}0847D^3 \quad \text{dimana } L_s/D = 1{,}5$$

$$8579{,}205 = 1{,}2622\ D^3$$

$$D^3 = 6797{,}025\ ft^3$$

$$D = 18{,}9120\ ft = 227{,}0429\ in = 5{,}77278\ m$$

B. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$$L_s = 1{,}5 \times D = 1{,}5 \times 18{,}9120 = 28{,}36679026\ ft = 340{,}9703\ in$$

C. Menentukan Tinggi Liquid (L_{liq})

$$V_l = \frac{\pi}{4} \times (D)^2 \times L_{liq}$$

$$6803{,}364 = \left(\frac{\pi}{4} \times (18{,}9120)^2 \times L_{liq}\right)$$

$$6803{,}364 = 281{,}0734\ L_{liq}$$

$$L_{liq} = 24{,}20022\ ft = 290{,}4026\ in$$

D. Menentukan Tekanan Desain (Pt)

$$P\ \text{hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{liq} - 1)}{144} = \frac{81{,}33161138 \times (24{,}20022 - 1)}{144} = 13{,}23360\ \text{psia}$$

$$P\ \text{desain} = P\ \text{operasi} + P\ \text{hidrostatis} = 14{,}696 + 13{,}23360 = 27{,}9296\ \text{psia}$$

$$= 13{,}23360\ \text{psig}$$

E. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2(f \times E - 0{,}6\ P)} + C = \frac{(13{,}23360)(227{,}0429)}{2[(18750)0{,}85]-(0{,}6)(13{,}23360)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}162821\ in = 2{,}605138\ 10^{-6}\ in = 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 227{,}3135 + 2(3/16) = 227{,}68853$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 228$ in

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 228 - 2(3/16) = 227{,}625$ in

r $= Di_{baru} = 227{,}625$ in

icr $= 6\% \times Di = 6\% \times 227{,}625 = 13{,}6575$ in

sf $= 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

$Ls_{baru} = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 227{,}625 = 341{,}4375$ in

I. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

$$tha = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(13{,}233005)(227{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(13{,}233005)} + (1/16)$$

$= 0{,}240233$ in $= 3{,}843733/16$ in $\approx 1/4$ in

J. Menentukan Tinggi Tangki (H)

ha $= 0{,}169 \times Di = 0{,}169 \times 227{,}625 = 38{,}468625$ in

H $= L_s + ha = 341{,}4375 + 38{,}468625 = 379{,}9061$ in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Bin* molasses

Fungsi : Menampung bahan baku molasses selama 5 jam

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah tangki = 1 buah
- Volume total = 8579,205 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 1/4 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,468625 in
- H (tinggi tangki) = 379,9061 in

3. POMPA SENTRIFUGAL MOLASSES (L-112)

Fungsi : Mengalirkan molasses dari *bin* ke tangki pengenceran

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 50777,32291 kg/jam = 111943,7 lb/jam

Densitas bahan : 1,30628886 kg/L = 81,5516138 lb/ft^3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 60%) = 34,01 cp

Air = 0,85 cp

[illegible]

- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = 1 [illegible]
- [illegible] = [illegible] ft^3
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in
- [illegible] = [illegible] in

[illegible]

[illegible] : [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] : [illegible]

[illegible] : 1 [illegible]

[illegible]

[illegible] : [illegible] [illegible] = [illegible] [illegible]

[illegible] : [illegible] [illegible] = [illegible] [illegible]

[illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible] (diameter [illegible] [illegible]) = [illegible]

[illegible] (u) [illegible]

[illegible] [illegible] [illegible]

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air = 34,01 + 0,85

= 34,86 cp = 0,023425 lb/ft.s

B. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{111943,7}{81,5516138}$ = 1372,673 ft^3/jam = 0,381298 ft^3/s

= 171,1494 gal/min

C. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,381298)^{(0,45)} \times (81,5516138)^{0,13}$

= 4,478369 in

Standardisasi Di = 5 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 5,047 in = 0,420579 ft

Do = 5,563 in

A = 0,139 ft^2

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0,381298}{0,139}$ = 2,743151 ft/s

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,420579 \times 2,743151 \times 81,5516138}{0,023425} = 4016,545 > 4000$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20]

diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

Nada viskositas (μ) campuran = μ nafasnya + μ air = 34,01 + 0,85

= 34,86 cp = 0,02342 lb/ft.s

D. Menentukan Rate Volumetrik (Q_f)

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{11\,703,7}{81,55161138} = 1\,272,673\ ft^3/jam = 0,3531298\ ft^3/s$$

= 171,1494 gal/min

C. Menentukan Diameter Optimal (D_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[1], digunakan :

$$D_{opt} = 3,9\,(Q_f)^{0,45}\,(\rho)^{0,13} = 3,9\,(0,3531298)^{0,45}\,(81,55161138)^{0,13}$$

= 4,4272 in

Standardisasi Di = 5 in, hal. 40 [www.pipedimensions.com 2012][2], sehingga digunakan :

Di = 5,047 in = 0,42058 ft

Do = 5,563 in

A = 0,139 ft^2

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida } (V) = \frac{\text{rate volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{0,3531298}{0,139} = 2,743151\ ft/s$$

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,42058/12 \times 2,743151 \times 81,55161138}{0,02342} = 4016,545 > 4000$$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulen. [Geankoplis 3rd, hal. 49][3]

Dimensi pipa baja pipe nominal commercial steel Dari Geankoplis 6th, hal. 88[4]

digunakan ε = 4,6 x 10^{-5} m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{5{,}047} = 0{,}000359$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) :

0,0092

F. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Asumsi panjang pipa = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 3 × 0,75 = 2,25
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}139}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}139}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0092) \times \frac{50}{(0{,}420579)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 0{,}17\right]\frac{(2{,}743151)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 0{,}975858\ lb_f\ ft/lb_m$$

G. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

Incorporation base plomb (base 3.1-38' composée e_{ip}' par $\Delta\theta_{[50]}$) :

C' Accumulateur ferrite haute tension

$$= 0.012828 \text{ m}^3 \text{ Wh}^{-1}$$

$$= \left[+ (0.0085) \times \frac{(0.12024)}{50} + 1 + 0.22 + 3.32 + 0.13 \right] \frac{(5 \times 25.134)}{(3.1427 \times 10^{-7})}$$

$$\Sigma K = \left[+ K \frac{D}{d_T} + K^{\alpha} + K^{\beta} + K^{\gamma} \right] \frac{\Delta\theta_s}{\Delta_s}$$

Pour base 3.10-18' composée e_{ip}' par $\Delta\theta_{[50]}$:

$$K^{\alpha} = \left(1 - \frac{V^2}{V^T}\right)_s = \left(1 - \frac{0}{0.136}\right)_s = 1$$

Pour base 3.10-12' composée e_{ip}' par $\Delta\theta_{[50]}$:

$$K^{\beta} = 0.22 \left(1 - \frac{V^2}{V^T}\right) = 0.22 \left(1 - \frac{0.136}{0}\right) = 0.22$$

Pour base 3.10-10' composée e_{ip}' par $\Delta\theta_{[50]}$:

K^{γ} (composée e_{ip}' table 3.10-1' par $\Delta\theta_{[50]}$) = 1 × 0.13 = 0.13

- Cette valeur = 1 pour (autre chose)

K^{δ} (composée e_{ip}' table 3.10-1' par $\Delta\theta_{[50]}$) = 3 × 0.22 = 3.32

- Ellipse' $\Delta\theta_n$ = 3 pour

- Vacuum bouteille haute = 20 µ

E' Accumulateur ferrite haute (1)

0.0085

Pour composée e_{ip}' base (3.10-1) par $\Delta\theta_{[50]}$' ajouter 1 (accumulateur ferrite haute) :

$$\frac{D}{d_T} = \frac{2.013}{(4.9 \times 10^{-7}) \times 25.13} = 0.000320$$

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{\left(2 \times \alpha \times g_c\right)}\right] + \left[\frac{\left(\Delta z \times g\right)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 2{,}743151$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(2{,}743151)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{81{,}5516138}\right] + 0{,}975858$$

$= 36{,}0928$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(36{,}0928) \times (0{,}381298) \times (81{,}5516138)}{550} = 2{,}040586 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-36, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 48%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{2{,}040586}{0{,}48} = 4{,}251221 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 84%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{4{,}251221}{0{,}84} = 5{,}060978 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp}$$

$$\frac{1}{2g_c}\left(v_2^2 - v_1^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{\left(2 \times g_c \times g_c\right)}\right] + \left[\frac{\left(\Delta z \times g\right)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimensionalen :

$\Delta z = 15$ ft

$v = 2,743131$ fps

$\Delta P = 0$

$g_c = 1$

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(2,743131)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32,174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32,174)}{32,174}\right] + \left[\frac{0}{81,351018}\right] + 0,075858$$

$= 36,0928$ ft.lb$_f$/lb$_m$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_L \times \rho}{550} = \frac{(36,0928) \times (0,381298) \times (81,351018)}{550} = 2,040580 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus fig. 14-36, hal. 520[P2], didapat :

η (efisiensi) pompa = 45%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{2,040580}{0,45} = 4,531221 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus fig. 14-38, hal. 521[P2], didapat :

η (efisiensi) motor = 84%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{4,531221}{0,84} = 5,050278 \text{ hp} = 5 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari *bin* ke tangki pengenceran

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 5 in Sch. 40

Kapasitas : 111943,7 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

4. TANGKI PENGENCERAN MOLASSES (M-113)

Fungsi : Mengencerkan kadar gula dalam molasses dari 55% menjadi 14%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 199482,3401 kg/jam = 439778,8 lb/jam

Waktu operasi : 1 jam

Spesifikasi alat :

Merek : Mengelindan modelnya dan ke tunggal mengemas-emas

Tipe : 4 sisi tipe flow

Kapasitas : 1 bungkus dal sesuai

Dimensi : 1 tipe 2 ke dalam 3x

Kecepatan : 1 1 1 1 1 1 dengan

Daya : 9 hp

Berat : 1 mesin

4. PERHITUNGAN PERSONALIA DAN JAM KERJA (PK-1)

Dengan . Mengemas-emas dalam pola dalam mesinnya dan 8,5% dengan 1-50

Tipe : Mesin dengan mengemas satu-satu dan dan dan ke bertumpuk sesuai 1 mesin

dengan

Jam Pekerjaan

Dalam bulan : 1 hari 8 jam 30 hari 1,7 dan 1 tipe 1,6

1 tipe pengemasan : dengan mesin 1 dan dengan

Perhitungan dilakukan :

- Pengemasan dengan mesin = 0,8
- Pengemas dan dan dengan = 1,5 jam
- Mesin dan dengan = 1,1 jam
- 1,1 = 1,1

Hitung mengemas dengan 1 dengan 30 x mesin dengan :

Jumlah dalam mesin : 1 mesin 1 tipe x 1,5 jam

Mesin mengemas : 1 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Densitas Liquida

Densitas (ρ) campuran

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	50777,32291	0,25454545	1,4	0,356364
Air	148705,017	0,74545455	1	0,745455
	199482,3401	1		1,101818

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,101818 × 0,995647 = 1,097022 kg/L

= 68,48708 lb/ft^3

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $V_L = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{439778,8}{68,48708}$ = 6421,339 ft^3/jam

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 6421,339 ft^3

V_T = 8026,67375 ft^3

D. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Jumlah tangki : 1 buah

Mode operasi : [illegible]

Tekanan operasi : 1 atm = 14.696 psia

Pertimbangan Bejana

A. Menentukan Diameter Liquida

Diketahui sifat-sifat campuran

Komponen	Massa	xi	SG	[illegible]
Methanol	[illegible]	[illegible]	1.3	[illegible]
Air	[illegible]	0.7333333333	1	[illegible]
	[illegible]	1		[illegible]

Data : Densitas campuran = [illegible] g/cm3

Rho. densitas (ρ) campuran = 1.101818 x 0.9968827 = 1.097992 kg/l

= 68.52708 lb/ft3

B. Menentukan Volume Larutan (V1)

Laju volumetrik (Q) = $\frac{massa}{\rho}$ = $\frac{4297.78 \text{ kg}}{68.52708}$ = 0421.324 ft3/jam

C. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Asumsi : Volume liquida (V1) = 80% Volume tangki (Vt)

$V_1 = Vm - V_2$

$V_1 = 20\% \cdot V_t = 0421.324 \text{ ft}^3$

$V_t = 2105.6773 \text{ ft}^3$

D. Menentukan Diameter Tangki (Dt)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$

8026,67375 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

8026,67375 $= 1{,}3469\ Di^3$

Di^3 $= 5959{,}3687\ ft^3$

Di = 18,130095 ft = 217,5634 in = 5,52612 m

E. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 18,130095 = 27,1951429 ft = 326,345 in

F. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$

6421,339 $= \left(\frac{\pi}{4} \times (18{,}130095)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(18{,}130095^3)$

6421,339 $= 258{,}02978\ L_{ls} + 504{,}7585$

5916,58 $= 258{,}02978\ L_{ls}$

L_{ls} = 22,929836 ft = 275,1608 in

G. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

P hidrostatis $= \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{68{,}48708 \times (22{,}929836 - 1)}{144} = 10{,}42993$ psia

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 10,42993 = 25,12593 psia

= 10,42993 psig

$$\text{Vol. silinder} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\,D^2 + 0{,}0847\,D^2$$

$$8024{,}6725 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\,D^2 + 0{,}0847\,D^2 \text{ dimana } L = 1{,}5\,D$$

$$8024{,}6725 = 1{,}446\,D^3$$

$$D^3 = 5550{,}5647\ ft^3$$

$$D = 18{,}13005\ ft = 217{,}5604\ in = 5{,}5261\ m$$

b. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$$L_s = 1{,}5 \times D = 1{,}5 \times 18{,}13005 = 27{,}19514\ ft = 326{,}345\ in$$

c. Menentukan Tinggi Liquid (L_L)

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times L_L\right) + 0{,}0847\,D^2$$

$$6421{,}39 = \left(\frac{\pi}{4} \times (18{,}13005)^2 \times L_L\right) + 0{,}0847\,(18{,}13005)^2$$

$$6421{,}39 = 258{,}0297\,L_L + 334{,}7585$$

$$5916{,}58 = 258{,}0297\,L_L$$

$$L_L = 22{,}92926\ ft = 275{,}1008\ in$$

d. Menentukan Tekanan Design (P)

$$P\ \text{hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_L - 1)}{144} = \frac{58{,}4978 \times (22{,}92926 - 1)}{144} = 10{,}4299\ \text{psia}$$

$$P\ \text{design} = P\ \text{operasi} + P\ \text{hidrostatis} = 14{,}696 + 10{,}4299 = 25{,}1259\ \text{psia}$$

$$= 10{,}4299\ \text{psig}$$

H. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(10{,}42993)(217{,}5634)}{2\,[(18750)(0{,}8)-(0{,}6)(10{,}42993)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}138171 \text{ in} = 2{,}21073/16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + (2 \times t_s) = 217{,}5634 + 2(3/16) = 217{,}938354$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[21], diperoleh :

Do_{baru} = 228 in

Di_{baru} = $Do - 2t_s = 228 - 2(3/16) = 227{,}625$ in

r = $Di_{baru} = 227{,}625$ in

icr = $6\% \times Di = 6\% \times 227{,}625 = 13{,}6575$ in

sf = $1{,}5\text{-}2 \approx 2$

Ls_{baru} = $1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 227{,}625 = 341{,}4375$ in

I. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(10{,}42993)(227{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(10{,}42993)} + (1/16)$$

$$= 0{,}202582 \text{ in} = 3{,}241319/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

J. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{227{,}625}{2} = 113{,}8125 \text{ in}$$

AB = $a - icr = 113{,}8125 - 13{,}6575 = 100{,}155$ in

BC = $r - icr = 227{,}625 - 13{,}6575 = 213{,}9675$ in

H. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times D_i}{2\left(f \times E - 0{,}6\,P_i\right)} + C = \frac{(10{,}42993)(217{,}5634)}{2\left\{(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(10{,}42993)\right\}} + (1/16)$$

$$= 0{,}1381171 \text{ in} = 2{,}210739/16 = 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$$Do = Di + (2 \times t_s) = 217{,}5634 + 2(3/16) = 217{,}929634 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[Ad], diperoleh :

Do_{baru} = 228 in

Di_{baru} = $Do - 2t_s$ = $228 - 2(3/16)$ = 227,625 in

r = Di_{baru} = 227,625 in

icr = $0{,}06 \times Di$ = $0{,}06 \times 227{,}625$ = 13,6575 in

sf = 1,5–2 = 2

L_{head} = $1{,}5 \times Di$ = $1{,}5 \times 227{,}625$ = 341,4375 in

I. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell & Young hal 138[Ci])}$$

$$= \frac{(0{,}885)(10{,}42993)(227{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(10{,}42993)} + (1/16)$$

$$= 0{,}2025382 \text{ in} = 3{,}241219/16 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

J. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{227{,}625}{2} = 113{,}8125 \text{ in}$$

AB = a – icr = 113,8125 – 13,6575 = 100,155 in

BC = r – icr = 227,625 – 13,6575 = 213,9675 in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(213{,}9675)^2 - (100{,}155)^2} = 189{,}0795$ in

b $= r - AC = 227{,}625 - 189{,}0795 = 38{,}54547$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 38{,}54547 + 2 = 40{,}73297$ in

H $= L_s + ha + hb = 341{,}4375 + 40{,}73297 + 40{,}73297 = 422{,}9034$ in

Perancangan Pengaduk

A. Menentukan Dimensi Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis *propeller* dengan 4 buah *baffle* (*four-blade paddle*)(Geankoplis 3rd Ed., tabel 3.4.1, hal. 144)[20].

Da $= 0{,}3$ Dt

C $= \frac{1}{3}$ Dt

W $= \frac{1}{5}$ Da

J $= \frac{1}{10}$ Dt

L $= \frac{1}{4}$ Da

Dimana :

Da = Diameter *Impeller*

Dt = Diameter Tangki

C = Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki

W = Lebar *Impeller*

J = Lebar *Baffle*

L = Panjang *Impeller*

F = รายได้ค่าห้อง

I = รายได้อื่น

W = รายได้ค่าอาหาร

C = ต้นทุนค่าห้อง ค่าอาหาร ค่าแรง (เงินสด)

DI = ค่าเสื่อมราคา (เงินสด)

DP = ค่าเสื่อมราคาค่าห้อง

ปีนี้ :

$$F = \frac{4}{1} DP$$

$$I = \frac{10}{1} DP$$

$$W = \frac{2}{1} DP$$

$$C = \frac{3}{1} DI$$

$$DP = 0.2\ DI$$

ต้นทุนขายปี(เดือนมิถุนายน $2_{ปี}$ ปีก่อน เท่ากับ 1.2.1 ล้าน 1.4.1 ล้าน)

ค่าเสื่อมราคาอาคารเดือนมิถุนายน ใช้ต้นทุนขายเดือน + ยกยอดปีก่อน (ตาม

A' ค่าเสื่อมราคาอาคารเดือนมิถุนายน

ค่าเสื่อมราคาอาคารเดือนมิถุนายน

$$H = F' + IP + WP = 317{,}7032 + 40{,}13503 + 40{,}13503 = 455{,}0734\ ล.$$

$$IP = DP = IPP + P + PI = 3{,}19 + 38{,}27243 + 5 = 40{,}13503\ ล.$$

$$P = I - VC = 55{,}1603 - 16{,}88309 = 38{,}27243\ ล.$$

$$VC = \underline{(BC)_1 - (VB)_1} = \underline{(317{,}7032)_1 - (300{,}82)_1} = 16{,}88309\ ล.$$

- Diameter *Impeller* :

$Da = 0,3 \times Dt = 0,3 \times 227,625 = 68,2875$ in $= 5,6905$ ft $= 1,734506$ m

- Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki :

$C = \frac{1}{3} \times Dt = \frac{1}{3} \times 227,625 = 75,875$ in $= 6,3228$ ft $= 1,927229$ m

- Lebar *Impeller* :

$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 68,2875 = 13,6575$ in $= 1,1381$ ft $= 0,346901$ m

- Lebar *Baffle* :

$J = \frac{1}{10} \times Dt = \frac{1}{10} \times 227,625 = 22,7625$ in $= 1,8968$ ft $= 0,578169$ m

- Panjang *Impeller* :

$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 68,2875 = 17,0718$ in $= 1,4226$ ft $= 0,4336$ m

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{22,929836}{2 \times 5,6905^2} = 0,354046 \approx 1 \text{ buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,097022 kg/L = 1097,022 kg/m^3

Viskositas (μ) campuran = 2,36 cp = 0,00236 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 50 rpm = 0,8333 rps

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{1,734506^2 \times 0,8333 \times 1097,022}{0,00236} = 1165396,4$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-3, hal. 145[20] diperoleh harga Np = 0,35

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

- [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

- [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

- [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

- [illegible]

$$[illegible] = [illegible] = [illegible]$$

- [illegible]

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^2 \times Da^5}$$

$$P = N_P \times \rho \times N^2 \times Da^5 = 0{,}35 \times 1097{,}022 \times (0{,}8333^2) \times (1{,}734506^5)$$

$$= 4186{,}0062 \text{ W} = 4{,}186006 \text{ kW} = 5{,}613526 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 85% (Peter & Timmerhaus, fig 14-38, hal. 521)[22]

$$\textit{Power motor} = \frac{5{,}613526}{0{,}85}$$

$$= 6{,}604148 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

$$P \text{ yang dibutuhkan} = (0{,}1 + 0{,}2)P + P$$

$$= (0{,}1 + 0{,}2)(6{,}604148) + 6{,}604148$$

$$= 8{,}585392 \text{ hp} \approx 9 \text{ hp}$$

D. Menentukan Poros Pengaduk

Diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{\pi . S . D^2}{16}$$ (Hesse, Pers.16.1, hal. 465)[26]

Dimana :

T = momen punter = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 9 hp

$$M_t = \frac{P}{p \times N^2 \times D_t^5}$$

$$P = M_t \times p \times N^2 = 1{,}15 \times 10^{-7}{,}022 \times (0{,}833)^3 \times (1{,}2144m)^5$$

$$= 4186{,}0002\ W = 4{,}186\ kW = 5{,}6173\ hp$$

Diameter motor (m) = $\frac{5{,}6173}{0{,}83}$ (Power motor dari 0 ke 1 = 0,83)

$$\text{Power motor} = \frac{5{,}6173}{0{,}83}$$

$$= 6{,}7631\ hp$$

Kebutuhan-kebutuhan daya :

- Untuk faktor keselamatan daya pada proses dan dengan efisiensi 10% dari daya mesin.
- Transmisi dyna (Faktor Efisiensi Sel dan motor efisiensi 10% dari daya mesin.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

$$P_{yang\ dibutuhkan} = (0{,}1 + 0{,}2)\ P$$

$$= (0{,}1 + 0{,}2)(6{,}7631\ hp) = 6{,}7631\ hp$$

$$= 8{,}2857\ hp = 9\ hp$$

B. Menentukan Ferse Tropezoid

Diameter pulley penggerak :

$$d_p = \frac{N \times D_t}{N_p}$$

Dimana :

d_p = diameter pulley = $\frac{0{,}833 \times 8}{N}$

N_p = daya mesin yang pulley = 9 hp

N = putaran pengaduk = 50 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 9}{50} = 11344{,}5 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020 mengandung karbon 20% dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design *sheering stress* yang diujikan

S = 20% × 36000 lb/in^2 = 7200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{16 \times 11344{,}5}{3{,}14 \times 7200}\right)^{1/2} = 2{,}833489 \text{ in} = 0{,}236122 \text{ ft}$$

Panjang poros pengaduk :

$$L = h + l - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros pengaduk

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 382,1705 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 17,0718 in

Zi = jarak *impeller* dari dasar tangki = 75,875 in

Jadi, panjang poros pengaduk :

L = (382,1705 + 17,0718) – 75,875

= 323,3673 in = 26,94701 ft

N = putaran penggerak = 50 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 9}{50} = 11344,5 \text{ lb.in}$$

Dari Hoose, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Air Hardened Steel SAE 1020* mengandung karbon 20% dengan baja = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design shearing stress yang diijinkan

$S = 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2 = 7200 \text{ lb/in}^2$

Maka diameter dimensi pasak penggerak (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{16 \times 11344,5}{3,14 \times 7200}\right)^{1/3} = 2,832489 \text{ in} = 0,236122 \text{ ft}$$

Panjang pasak penggerak :

$L = b + 1 - Z1$

Dimana :

L = panjang pasak penggerak

b = tinggi silinder + tinggi tulang aus = 382,1703 in

l = panjang pasak dimana bagian tangki = 17,0718 in

Z1 = jarak impeller dari dasar tangki = 73,875 in

Jadi, panjang pasak penggerak :

$L = (382,1703 + 17,0718) - 73,875$

$= 323,3673 \text{ in} = 26,94701 \text{ ft}$

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki pengenceran molasses

Fungsi : Mengencerkan kadar gula dalam molasses dari 55% menjadi 14%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 8026,67375 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 40,73297 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 40,73297 in
- H (tinggi tangki) = 422,9034 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (*power* pengaduk) = 9 hp

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki pengumpan molasses

Fungsi : Mengumpankan bahan baku dalam molasses dari 55% menjadi 14%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 8026.67273 ft³
- Di (diameter dalam) = 227.625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341.4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 40.72297 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 40.72297 in
- H (tinggi tangki) = 422.0934 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = Non-blade paddle
- Bahan konstruksi = High alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (power pengaduk) = 9 hp

- Da (diameter *impeller*) = 68,2875 in
- C (jarak *impeller*) = 75,875 in
- W (lebar *impeller*) = 13,6575 in
- J (lebar *baffle*) = 22,7625 in
- L (panjang *impeller*) = 17,0718 in
- Diameter poros *impeller* = 2,8334 in
- Panjang poros *impeller* = 323,3673 in

5. POMPA SENTRIFUGAL PENGENCERAN MOLASSES (L-114)

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki pengenceran ke tangki sterilisasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 199482,3401 kg/jam = 439778,8 lb/jam

Densitas bahan : 68,48708 lb/ft^3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%) = 1,51 cp

Air = 0,85 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air = 1,51 + 0,85

= 2,36 cp = 0,001586 lb/ft.s

- Da (diameter impeller) = 58,2875 in
- C (jarak impeller) = 75,875 in
- W (lebar impeller) = 13,0375 in
- J (lebar baffle) = 22,7625 in
- L (panjang impeller) = 17,0719 in
- Diameter pipa keluar = 2,8734 in
- Panjang pipa keluar = 123,5073 in

5. POMPA SENTRIFUGAL PENGENCER MOLASSES (L-114)

Fungsi : Mengencerkan molasses dari tangki penyimpanan ke tangki sterilisasi

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Perencanaan Pompa

Massa bahan masuk : 199482,3401 kg/jam = 439778,8 lb/jam

Densitas bahan : 98,4708 lbm/ft^3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dilenggap bahan sebesar 20%) = 1,51 cp

Air = 0,85 cp

Total viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air = 1,51 + 0,85

= 2,36 cp = 0,001 580 lb/ft.s

B. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{439778,8}{68,48708}$ = 6421,339 ft^3/jam = 1,783705 ft^3/s

= 800,634 gal/min

C. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,783705)^{(0,45)} \times (68,48708)^{0,13}$

= 8,765751 in

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 (Kern, tabel 11, hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1,783705}{0,5473}$ = 3,2591 ft/s

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,834992 \times 3,2591 \times 68,48708}{0,001586} = 117524 > 4000$$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{10,02} = 0,000181$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,0045

F. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 4 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 4 × 0,75 = 3
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1-\frac{0}{0{,}139}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}139}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0045) \times \frac{50}{(0{,}834992)} + 1 + 0{,}55 + 3 + 0{,}17\right]\frac{(3{,}2591)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 0{,}957035\ lb_f\ ft/lb_m$$

G. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Dari Gambar 3.10-7) hal. 30 [6], diperoleh T (Konstanta Pipa untuk

$d_2 = 10$

B. Menentukan Friksi Pipa [7]

- Pipa lurus = 30 ft

- Elbow 90° = 4 buah

Kf (Gambar 3.10-1, hal. 30) = 0,75 = 3

- Gate valve = 1 buah (wide open)

Kf (Gambar 3.10-1, hal. 30) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 3.10-16, Geankoplis [6], hal. 91 [7] :

$$K_c = 0,55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0,55\left(1 - \frac{0}{0,07}\right) = 0,55$$

Dari pers. 3.10-15, Geankoplis [6], hal. 91 [7] :

$$K_e = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,1256}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 3.10-12, Geankoplis [6], hal. 90 [7] :

$$\Sigma F = \left[4f\frac{\Delta L}{D} + K_f + K_c + K_e\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4(0,0064)\frac{30}{(0,25-0,05)} + 3 + 0,17 + 0,55 + 1\right]\frac{(3,1416)^2}{(2 \times 32,174)}$$

$$= 0,0475265 \text{ ft lbf/lb}_m$$

4. Menentukan Tenaga Peggerak Pompa

Persamaan pers. Bernoulli (pers. 3.2-34, Geankoplis [6], hal. 64) [7] :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1)\frac{1}{g_c} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2\times\alpha\times g_c)}\right]+\left[\frac{(\Delta z\times g)}{g_c}\right]+\left[\frac{\Delta P}{\rho}\right]+\Sigma F+W_S=0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}2591$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S=\left[\frac{(3{,}2591)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right]+\left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right]+\left[\frac{0}{68{,}48708}\right]+0{,}957035$$

$= 16{,}1221$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP=\frac{W_S\times Q_f\times\rho}{550}=\frac{(16{,}1221)\times(1{,}783705)\times(68{,}48708)}{550}=3{,}580888\text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 65%

$$BHP=\frac{WHP}{\eta}=\frac{3{,}580888}{0{,}65}=5{,}509058\text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 85%

$$\text{Daya motor}=\frac{BHP}{\eta}=\frac{5{,}509058}{0{,}85}=6{,}481245\text{ hp}\approx 7\text{ hp}$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2\times\alpha\times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z\times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Diketahui :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3.2591$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(3.2591)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32.174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32.174)}{32.174}\right] + \left[\frac{0}{62.4708}\right] + 0.9570703$$

$$= 16.1221 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16.1221)\times(1.783703)\times(62.4708)}{550} = 3.580888 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[14], didapat :

η (efisiensi) pompa = 65%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3.580888}{0.65} = 3.500058 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[14], didapat :

η (efisiensi) motor = 85%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{3.500058}{0.85} = 6.4812243 \text{ hp} = 7 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki pengenceran ke tangki sterilisasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 439778,8 lb/jam

Daya : 7 hp

Jumlah : 1 buah

6. TANGKI STERILISASI (M-115)

Fungsi : Mensterilkan molasses dari bakteri kontaminan selama 15 menit

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 199482,3401 kg/jam = 439778,8 lb/jam

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengumpulkan molasses dari tangki penyimpanan ke tangki sterilisasi

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 4307783 lb/jam

Daya : 7 hp

Jumlah : 1 buah

6. TANGKI STERILISASI (M-113)

Fungsi : Menyediakan molasses dari bakteri kontaminan selama 15 menit

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint

Sebagai dilapankan :

- E (Coverall & Young hal. 254) = 0,8
- f (Coverall & Young hal. 342) = 18750 psi
- C (faktor korosi) = 1/16
- t (T) = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 1V/48?_?401 kg/jam = 4307783 lb/jam

Waktu operasi : 15 menit = 0,25 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Densitas Liquida

Densitas (ρ) campuran

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	50777,32291	0,25454545	1,4	0,356364
Air	148705,017	0,74545455	1	0,745455
	199482,3401	1		1,101818

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,101818 × 0,995647 = 1,097022 kg/L

= 68,48708 lb/ft^3

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{439778,8}{68,48708}$ = 6421,339 ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = 6421,339 × waktu operasi = 6421,339 × 0,25

= 1605,335 ft^3

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 1605,335 ft^3

V_T = 2006,668 ft^3

Waktu operasi : 15 menit = 0,25 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Densitas Liquida

Densitas (ρ) campuran

Komponen	Massa	xi	SGi	xi.SGi
Metanol	5477,3291	0,2345454545	1,4	0,3283636364
Air	14870,8017	0,7654545455	1	0,7654545455
	19948,1308	1		1,1018182

Dilet : Densitas (ρ) air 1 = 30°C = 0,995647 g/ml.

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,1018182 × 0,995647 = 1,097022 kg/L

= 68,48708 lbm/ft³

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Laju volumetrik (Q_L) = $\frac{massa}{\rho} = \frac{5477,3291}{68,48708} = 6421,339$ ft³/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = 6421,339 × waktu operasi = 6421,339 × 0,25

= 1605,335 ft³

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{ua} + V_L$

$V_T = 20\% \ V_T + 1605,335 \ ft^3$

$V_T = 2006,669 \ ft^3$

D. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$

2006,668 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

2006,668 $= 1{,}3469\ Di^3$

Di^3 $= 1489{,}8422\ ft^3$

Di = 11,421244 ft = 137,0563 in = 3,481238 m

E. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 11,421244 = 17,1318665 ft = 205,5845 in

F. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847Di^3$

1605,335 $= \left(\frac{\pi}{4} \times (11{,}421244)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(11{,}421244^3)$

1605,335 $= 102{,}39919\ L_{ls} + 126{,}1896$

1479,145 $= 102{,}39919\ L_{ls}$

L_{ls} = 14,444891 ft = 173,3405 in

G. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

P hidrostatis $= \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{68{,}48708 \times (14{,}444891 - 1)}{144} = 6{,}394454$ psia

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 6,394454 = 21,09045 psia

= 6,394454 psig

H. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(6{,}394454)(137{,}0563)}{2\,[(18750)(0{,}8)-(0{,}6)(6{,}394454)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}091721 \text{ in} = 1{,}467533/16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + (2 \times t_s) = 137{,}0563 + 2(3/16) = 137{,}431324$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[21], diperoleh :

Do_{baru} = 138 in

Di_{baru} $= Do - 2t_s = 138 - 2(3/16) = 137{,}625$ in

r $= Di_{baru} = 137{,}625$ in

icr $= 6\% \times Di = 6\% \times 137{,}625 = 8{,}2575$ in

sf $= 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

Ls_{baru} $= 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 137{,}625 = 206{,}4375$ in

I. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(6{,}394454)(137{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(6{,}394454)} + (1/16)$$

$$= 0{,}114424 \text{ in} = 1{,}83079/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

J. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{137{,}625}{2} = 68{,}8125$ in

AB $= a - icr = 68{,}8125 - 8{,}2575 = 60{,}555$ in

BC $= r - icr = 137{,}625 - 8{,}2575 = 129{,}3675$ in

3. Dimensionierung Tiefes Zwischenlager (Ost)

$$m = \frac{\Pi \cdot k_f}{3(\Pi + 0{,}5\,r)} \cdot \left(\frac{h_{Wasser}}{\ln\left(\frac{0{,}66\,h_{Wasser}}{r_{Bohrloch}}\right)} - 1 \right) \quad \text{[m]}$$

$$= 0{,}00172\ \text{m} = 1{,}72 \cdot 10^{-3}\ \text{m} = 3{,}10\ \text{m}$$

Randbedingungen:

$$\Pi_{Ost} = 10 + 2 \cdot 1{,}5 = 13{,}0\ \text{m} \quad \rightarrow \quad r_{Ost} = 177{,}4 + 1{,}5 = 178{,}9\ \text{m}$$

Berechnung Bemessungsabstand d_{Ost} Trennung zwischen d_{Ost} und d_{Nord} abgewartet:

$$D_{Ost} = 158\ \text{m}$$

$$h_{Ost} = 10 + 3{,}1 = 13{,}1\ \text{m} \quad \rightarrow \quad h_{Ost} = 13{,}0\ \text{m}$$

$$r \qquad = r_{Ost} = 178{,}9\ \text{m}$$

$$k_f \qquad = k_{f,Ost} = 10^{-4}\ \text{m/s} = 1{,}7 \cdot 10^{-6}\ \text{m/s}$$

$$s_f \qquad = 1{,}5 \cdot 10^{-3}\ \text{m}$$

$$L_{Ost} = 1{,}5 \cdot D_{Ost} = 1{,}5 \cdot 158\ \text{m} = 238{,}0\ \text{m}$$

3. Dimensionierung Tiefes Lager Ost (Ost) und Tiefes Lager Nord (Nord)

$$d_{Ost} = d_{Nord} = \frac{L_{Ost} \cdot Q_{Ost}}{T \cdot E \cdot (h_{Ost} - h_f)} \quad \text{[Lagerabstand Ost und Nord]}$$

$$= \frac{(238{,}0\ \text{m})(0{,}0866\ \text{m}^3/\text{s})(178{,}9\ \text{m})}{(1{,}72 \cdot 10^{-6}\ \text{m/s})(13{,}0\ \text{m}) - (0{,}0\ \text{m})(178{,}9\ \text{m})} \quad \text{[m]}$$

$$= 0{,}1744 \cdot 10^{6}\ \text{m} = 174{,}4\ \text{m}$$

4. Dimensionierung Tiefes Tiefgelegt (Ost)

$$r \qquad = \frac{D}{2} = \frac{1{,}58}{2} = 0{,}79\ \text{m}$$

$$d_{Ost} \qquad = d_{Ost} - 2r = 174{,}4 - 2 \cdot 0{,}79 = 172{,}82\ \text{m}$$

$$d_{Nord} \qquad = d_{Nord} - 2r = 174{,}4 - 2 \cdot 0{,}79 = 172{,}82\ \text{m}$$

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(129{,}3675)^2 - (60{,}555)^2} = 114{,}3199$ in

b $= r - AC = 137{,}625 - 114{,}3199 = 23{,}30509$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 23{,}30509 + 2 = 25{,}49259$ in

H $= L_s + ha + hb = 206{,}4375 + 25{,}49259 + 25{,}49259 = 257{,}4227$ in

Perancangan Pengaduk

A. Menentukan Dimensi Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis *propeller* dengan 4 buah *baffle* (*four-blade paddle*)(Geankoplis 3rd Ed., tabel 3.4.1, hal. 144)[20].

Da $= 0{,}3$ Dt

C $= \frac{1}{3}$ Dt

W $= \frac{1}{5}$ Da

J $= \frac{1}{10}$ Dt

L $= \frac{1}{4}$ Da

Dimana :

Da = Diameter *Impeller*

Dt = Diameter Tangki

C = Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki

W = Lebar *Impeller*

J = Lebar *Baffle*

L = Panjang *Impeller*

$AC' = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(127{,}6025)^2 - (60{,}555)^2} = 114{,}1100$ in

$b = r - AC' = 137{,}625 - 114{,}1100 = 23{,}5150$ in

$bc = bb = ba + b + ai = 3{,}16 + 23{,}5150 + 2 = 28{,}6750$ in

$H = L_t + bc + bb = 300{,}4375 + 28{,}6750 + 28{,}6750 = 357{,}4375$ in

Transmission Impeller

A. Microcavitation Minimal Propeller

Dimensionlose nomogrammen propeller Jets propeller design 4 blad zuiver (hoge-

blade propeller(Lomkopie 3rd Ed. tabel 3-4-1. bal. 144)[99]

$Da = 0{,}3\ Dt$

$C = \frac{1}{3}\ Da$

$W = \frac{1}{5}\ Da$

$J = \frac{1}{10}\ Da$

$L = \frac{1}{4}\ Da$

Dimensie :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter Tunnel

C = Hoek Impeller design Diam. Tunnel

W = Lobar Impeller

J = Lobar Hoffe

L = Pasfoing Impeller

- Diameter *Impeller* :

$Da = 0,3 \times Dt = 0,3 \times 137,625 = 41,2875$ in $= 3,44059$ ft $= 1,048705$ m

- Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki :

$C = \frac{1}{3} \times Dt = \frac{1}{3} \times 137,625 = 45,875$ in $= 3,82287$ ft $= 1,165227$ m

- Lebar *Impeller* :

$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 41,2875 = 8,2575$ in $= 0,688118$ ft $= 0,209741$ m

- Lebar *Baffle* :

$J = \frac{1}{10} \times Dt = \frac{1}{10} \times 137,625 = 13,7625$ in $= 1,146863$ ft $= 0,349568$ m

- Panjang *Impeller* :

$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 41,2875 = 10,3218$ in $= 0,860148$ ft $= 0,262176$ m

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{14,444891}{2 \times 3,44059^2}$$

$$= 0,610124 \approx 1 \text{ buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,097022 kg/L = 1097,022 kg/m^3

Viskositas (μ) campuran = 2,36 cp = 0,00236 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 50 rpm = 0,8333 rps

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{1,048705^2 \times 0,8333 \times 1097,022}{0,00236} = 426018,461$$

- Diameter impeller :

$$Da = 0,3 \times Di = 0,3 \times 127,025 = 41,2575 \text{ in} = 3,44059 \text{ ft} = 1,048705 \text{ m}$$

- Jarak impeller dengan dasar tangki :

$$C = \frac{1}{3} \times Di = \frac{1}{3} \times 127,025 = 42,375 \text{ in} = 3,53125 \text{ ft} = 1,07625 \text{ m}$$

- Lebar impeller :

$$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 41,2575 = 8,2515 \text{ in} = 0,688125 \text{ ft} = 0,209741 \text{ m}$$

- Lebar daun :

$$L = \frac{1}{10} \times Di = \frac{1}{10} \times 127,025 = 12,7025 \text{ in} = 1,058542 \text{ ft} = 0,322708 \text{ m}$$

- Panjang impeller :

$$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 41,2575 = 10,3144 \text{ in} = 0,859542 \text{ ft} = 0,262177 \text{ m}$$

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam reaktor}}{2 \times Da}$$

$$= \frac{14,44431}{2 \times 3,44059}$$

$$= 0,610124 = 1 \text{ buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,097022 kg/L = 1097,022 kg/m³

Viskositas (μ) campuran = 2,36 cp = 0,00236 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 50 rpm = 0,8333 rps

$$Nre = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{1,048705^2 \times 0,8333 \times 1097,022}{0,00236} = 1240018,461$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-3, hal. 145[20] diperoleh harga Np = 0,35

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^2 \times Da^5}$$

$$P = N_P \times \rho \times N^2 \times Da^5 = 0{,}35 \times 1097{,}022 \times (0{,}8333^2) \times (1{,}048705^5)$$

$$= 338{,}21023 \text{ W} = 0{,}33821 \text{ kW} = 0{,}453547 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 80% (Peter & Timmerhaus, fig 14-38, hal. 521)[22]

$$\textit{Power motor} = \frac{0{,}453547}{0{,}80}$$

$$= 0{,}566934 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

P yang dibutuhkan = (0,1 + 0,2)P + P

= (0,1 + 0,2)(0,566934) + 0,566934

= 0,737014 hp ≈ 1 hp

D. Menentukan Poros Pengaduk

Diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{\pi . S . D^2}{16}$$ (Hesse, Pers.16.1, hal. 465)[26]

Dimana :

$$T = \text{momen punter} = \frac{63025 \times H}{N}$$

Dari Grafik pada 3rd Ed. fig. 3.4-3, hal. 145[pdf] diperoleh harga Np = 0,35

$$Np = \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 = 0,35 \times 1097,022 \times (0,833)^3 \times (1,0487)^5$$

$$= 338,21023 \text{ W} = 0,33821 \text{ kW} = 0,453947 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 80% (Peters & Timmerhaus, fig 14-38, hal. 521[pdf])

$$P_{motor\ motor} = \frac{0,453947}{0,80}$$

$$= 0,566934 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Antar fasa (kehilangan daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmisi dari Sistem Fasa (kehilangan dari alat gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

$$P_{yang\ dibutuhkan} = (0,1 + 0,2)P + P$$

$$= (0,1 + 0,2)(0,566934) + 0,566934$$

$$= 0,737014 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

3b. Menentukan Poros Penggerak

Diameter poros penggerak :

$$\tau = \frac{\pi \cdot S_s \cdot D^3}{16} \quad \text{(Peters, Pers.14-1, hal. 845[pdf])}$$

Dimana :

τ = momen puntir = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 9 hp

N = putaran pengaduk = 50 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{50} = 1260{,}5 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020 mengandung karbon 20% dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design *sheering stress* yang diujikan

S = 20% × 36000 lb/in^2 = 7200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{16 \times 1260{,}5}{3{,}14 \times 7200}\right)^{1/2} = 0{,}944496 \text{ in} = 0{,}078707 \text{ ft}$$

Panjang poros pengaduk :

$$L = h + l - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros pengaduk

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 231,9301 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 10,32188 in

Zi = jarak *impeller* dari dasar tangki = 45,875 in

Jadi, panjang poros pengaduk :

L = (231,9301 + 10,32188) – 45,875

= 196,377 in = 16,36458 ft

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] = [illegible] kg

[illegible] = [illegible] kg

[illegible] = [illegible] kg

Perancangan *Coil* Pemanas

A. Dasar Perancangan

Kebutuhan panas dalam bejana = 15911978 kkal/jam = 631343772,1 Btu/jam

Massa steam = 34304,14574 kg/jam = 75626,9197 lb/jam

Steam masuk pada suhu (T_1) = 200 °C = 392 °F

Steam keluar pada suhu (T_2) = 200 °C = 392 °F

μ campuran = 2,36 cp

Tekanan operasi (P) = 14,696 psia

Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Menggunakan *coil* berbentuk spiral

B. Perhitungan

– Menentukan ΔT_{LMTD}

T_1 (suhu bahan masuk) = 30 °C = 86 °F

T_2 (suhu bahan keluar) = 121 °C = 249,8 °F

t_1 (suhu *steam* masuk) = 200 °C = 392 °F

t_2 (suhu *steam* masuk) = 200 °C = 392 °F

$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 86 - 392 = 306$ °F

$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 249,8 - 392 = 142,2$ °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{306 - 142,2}{\ln\frac{306}{142,2}} = 213,740 \text{ °F}$$

Processing Our Results

A. Steam Performance

Enthalpies from dates given above = [illegible] kJ/kg

Steam mass = [illegible] kg/sec = [illegible] kg/sec

Steam mass flow rate $(\dot{m})_s$ = 200 kg/h = [illegible] g/s

Steam heater flow rate $(\dot{m})_h$ = 200 kg/h = [illegible] g/s

ρ assumed = 1.18 g/cc

Volume operated (V) = 14,000 cc

Boiler heat input = [illegible] kJ/sec (mass [illegible]) ΔH_{vap}

Volume heated (V) = 14,000 cc

B. Performance

- Measurements at T_{amb}

T_1 (cold boiler metal) = 30 °C

T_2 (hot boiler metal) = 1,31 °C = [illegible] °F

T_3 (hot steam metal) = 200 °C = 392 °F

T_4 (cold steam metal) = 200 °C = 392 °F

$\Delta T_1 = T_2 - T_1 = 86 - 392 = -306$ °F

$\Delta T_2 = T_3 - T_4 = 2[illegible] - 392 = [illegible]$ °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{[illegible] - 306}{\ln\left(\frac{[illegible]}{306}\right)} = [illegible]$$

– Menentukan suhu kalorik

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{86 + 249,8}{2} = 167,9\ °F$$

$$t_C = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{392 + 392}{2} = 392\ °F$$

– Menentukan ukuran pipa

ρ *steam* = 863,3 kg/m^3 = 0,8633 kg/L = 53,8959 lb/ft^3

$$\textit{Rate steam} = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{75626,9197}{53,8959} = 1403,2036\ ft^3/jam = 0,389779\ ft^3/s$$

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,389779)^{(0,45)} \times (53,8959)^{0,13}$$

$$= 4,285831\ in$$

Standardisasi Di = 5 in Sch. 40(Brownell, App. K, hal. 388)[21], sehingga diperoleh :

Di = 5,047 in = 0,420579 ft

Do = 5,563 in = 0,463579 ft

a' = 20,01 in^2 = 0,138956 ft^2

a'' = 1,456 ft^2/ft

– Koefisien perpindahan panas bagian dalam pipa *coil* pemanas

hio *steam* = 1500 Btu/jam.ft^2.°F

– Koefisien perpindahan panas bagian permukaan *shell*

Massa *steam* = 75626,9197 lb/jam

$$Gp = \frac{\text{massa steam}}{a'} = \frac{75626,9197}{0,138956} = 544252,8\ lb/ft2.jam$$

$$N_{Re} = \frac{Di \times Gp}{\mu \times 2,42} = \frac{0,420579 \times 544252,8}{2,36 \times 2,42} = 40079,37 > 4000$$

$$N^{AC} = \frac{h \times \Sigma F_x}{D^{AC} \times Q^{b}} = \frac{3.30 \times 3.93}{0.43333 \times 2.4333 \, 8} = 0.0000 \approx 0000$$

$$Q^{b} = \frac{q_{\text{ligne}}}{\text{masse linéique}} = \frac{0.138829}{5.7016 \, 0.2857} = 2.4333 \, 8 \, (kN/m)^{\text{max}}$$

$$\text{masse linéique} = 5.7016 \, 0.2857 \, (kg/m)$$

– Longueur horizontale entre deux points consécutifs x_{i+1}

$$\text{pas} = 1.80 \, \text{m} \, (\text{longueur } L_2)$$

– Longueur horizontale entre point milieu et point fixe x_{i+1} consécutifs

$$x_{i+1} = 1.4 \, 20 \, L_2 \, M$$

$$x_i = 50.01 \, m_2 = 0.138829 \, L_2$$

$$D^{0} = 2.303 \, m = 0.493230 \, L$$

$$D^{1} = 2.344 \, m = 0.502030 \, L$$

Diamètre moyen $D = 2 \, m \, 50 \, 0.10_{\text{moyenne}}$ par x en mètre / coupelle rigidité :

$$= 1.382831 \, m$$

$$D^{(x)} = 2.0 \, (D)_{\text{moyen}} \times (b)_{0.13} = 2.0 \, (1.382831)_{\text{moyen}} \times (2.2 \, 8020)_{0.13}$$

Pour $b_{0.13}$ & D_{moyenne} voir le pot $\text{Pot}_{(13)}$ rigidité :

$$\text{masse linéique} = \frac{b}{\text{masse}} = \frac{2.2 \, 8020}{5.7016 \, 0.2857} = 1.403 \, 3020 \, L_2 \, (m) = 0.380130 \, L_2 \, M$$

$$b \, \text{masse} = 80.3 \, 2 \, (kg/m)_2 = 0.8033 \, 2 \, (kg/m) = 2.2 \, 8020 \, (kg/L)$$

– Longueur utile ligne

$$L^{0} = \frac{L}{L^{0} + L^{1}} = \frac{L}{3.85 + 3.85} = 2.03 \, m$$

$$L^{1} = \frac{L}{L^{0} + L^{1}} = \frac{L}{3.85 + 3.85} = 1.83 \, m$$

– Longueur utile poteau

Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh Jc = 101

Aliran liquid adalah aliran turbulen

$$ho = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14}$$

dimana :

$$\left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14} = 1$$

Cp = kapasitas panas campuran = 0,4108033 Btu/lb.°F

μ = viskositas campuran = 2,36 cp

k = konduktivitas termal campuran = 0,469 Btu/jam.ft^2.°F

sehingga :

$$ho = 101 \cdot \frac{0,469}{0,420579} \cdot \left(\frac{0,4108033 \cdot 2,36}{0,469}\right)^{1/3} = 192,623 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

– Tahanan panas pipa dalam keadaan bersih

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 192,623}{1500 + 192,623} = 170,7022 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

– Tahanan panas pipa dalam keadaan kotor

Rd = 0,001

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0,001 = \frac{170,7022 - U_d}{170,7022 \times U_d}$$

0.170702 Ud = 170,7022 – Ud

Ud = 145,8118 Btu/jam.ft^2.°F

Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh Jc = 101

Aliran liquid adalah aliran turbulen

$$hc = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

dimana :

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1$$

C_p = kapasitas panas campuran = 0,410803 Btu/lb.°F

μ = viskositas campuran = 2,36 cp

k = konduktivitas termal campuran = 0,469 Btu/jam.ft².°F

sehingga :

$$hc = 101 \cdot \frac{0,469}{0,420579} \cdot \left(\frac{0,410803 \cdot 2,36}{0,469}\right)^{1/3} = 192,623 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

- Tahanan pada pipa dalam bentuk berih

$$hio = \frac{h_{io} \times h_c}{h_{io} + h_c} = \frac{1500 \times 192,623}{1500 + 192,623} = 170,7022 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

- Tahanan pada pipa dalam kondisi kotor

Rd = 0,001

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0,001 = \frac{170,7022 - U_d}{170,7022 \times U_d}$$

$$0,170702\ Ud = 170,7022 - Ud$$

Ud = 145,8118 Btu/jam.ft².°F

– Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{631343772,1}{145,8118 \times 213,740} = 2026,055 \text{ ft}^2$$

– Panjang *coil* pemanas

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2026,055}{20,01} = 101,2521 \text{ in}$$

– Jumlah lilitan *coil* pemanas

D*coil* = 5 ft

$$nc = \frac{L}{(\pi \times D\text{coil})} = \frac{101,2521}{(3,14 \times 5)} = 6,449181 = 7 \text{ lilitan}$$

– Tinggi *coil* pemanas

hc = 2 in = 0,166665 ft

Lc = [(nc – 1)(hc + Do) + Do] = [(7 – 1)(0,166665 + 0,463579) + 0,463579

= 4,24504 ft = 50,941 in

Karena Lc < Lls maka perhitungan *coil* pemanas sudah memadai.

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki sterilisasi molasses

Fungsi : Mensterilkan molasses dari bakteri kontaminan selama 15 menit

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

– Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

– Jumlah = 1 buah

– Volume total = 2006,6684 ft^3

– Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{lmtd}} = \frac{6{,}13643772{,}1}{144{,}8118 \times 213{,}740} = 2026{,}055\ ft^2$$

– Panjang evaporator

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2026{,}055}{20{,}01} = 101{,}2931\ in$$

– Jumlah lilitan evaporator

Dcoil = 5 ft

$$nc = \frac{L}{(\pi \times Dcoil)} = \frac{101{,}2931}{(3{,}14 \times 5)} = 6{,}44441681 = 7\ lilitan$$

– Tinggi coil evaporator

hc = 2 in = 0,166667 ft

Lc = [(nc – 1)(hc + Do) + Do] = [(7 – 1)(0,166667 + 0,46375) + 0,46375]

= 4,23504 ft = 50,941 in

Karena Lc < Ls maka perhitungan coil evaporator sudah memenuhi.

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki sterilisasi mulasses

Fungsi : Menyterilkan molasses dari bakteri kontaminan selama 15 menit

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk semiellipsoidal head

Dimensi tangki :

– Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

– Jumlah = 1 buah

– Volume total = 2000,6084 ft^3

- Di (diameter dalam) = 137,625 in
- Do (diameter luar) = 138 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 206,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 25,492589 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 25,492589 in
- H (tinggi tangki) = 257,42268 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (*power* pengaduk) = 1 hp
- Da (diameter *impeller*) = 41,2875 in
- C (jarak *impeller*) = 45,875 in
- W (lebar *impeller*) = 8,2575 in
- J (lebar *baffle*) = 13,7625 in
- L (panjang *impeller*) = 10,3218 in
- Diameter poros *impeller* = 0,9444 in
- Panjang poros *impeller* = 196,337 in

Dimensi *coil* pemanas :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

- Panjang *coil* = 101,2521 in
- Tinggi *coil* = 50,941 in
- Jumlah lilitan = 7 lilitan

7. POMPA SENTRIFUGAL STERILISASI (L-116)

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki sterilisasi ke tangki starter & fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 25 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 192705,7437 kg/jam = 424839,1 lb/jam

Densitas bahan : 68,48708 lb/ft^3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%) = 1,51 cp

Air = 0,85 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air = 1,51 + 0,85

= 2,36 cp = 0,001586 lb/ft.s

B. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

$$\textit{Rate}\ \text{volumetrik}\ (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{424839{,}1}{68{,}48708} = 6203{,}2\ \text{ft}^3/\text{jam} = 1{,}723111\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$= 773{,}4357\ \text{gal/min}$$

C. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (1{,}723111)^{(0,45)} \times (68{,}48708)^{0,13}$$

$= 8{,}630475$ in

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 (Kern, tabel 11 hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}723111}{0{,}5473} = 3{,}148385 \text{ ft/s}$$

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}665077 \times 3{,}148385 \times 68{,}48708}{0{,}001586} = 113531{,}6 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{10{,}02} = 0{,}000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,00775

F. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 6 buah

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 6 × 0,75 = 4,5
- *Gate valve* = 2 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 2 × 0,17 = 0,34

= 8,020472 in

Standardisasi D3 = 10 in Sch. 40 (Geankoplis hal 892), sehingga diperoleh :

D3 = 10,02 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5472 ft²

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{laju volumetrik (Q)}}{\text{luas area (A)}} = \frac{1,722411}{0,5472} = 3,148385 \text{ ft/s}$$

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,005072 \times 3,148385 \times 68,42708}{0,001580} = 11331,8 \times 100\%$$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulen. (Geankoplis hal 64)

Dimentukan bahan pipa sudah commercial steel. Dari Geankoplis 6th, hal. 88 (Fig. 2.10-3) diperoleh ε = (4,6 x 10⁻⁵) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{10,02} = 0,000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88 (Fig. 2.10-3), didapat f (friction factor) :

0,00172

F. Menentukan Panjang Pipa (P)

- Pipa lurus = 30 ft
- 2 buah 90° = 6 buah

Equivalen Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92 (Table 2.10-1) = 6 × 0,75 = 4,5

- Gate valve = 2 buah (wide open)

Equivalen Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92 (Table 2.10-1) = 2 × 0,17 = 0,34

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1-\frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0045)\times\frac{50}{(0{,}834992)} + 1 + 0{,}55 + 4{,}5 + 0{,}34\right]\frac{(3{,}148385)^2}{(2\times 32{,}174)}$$

$$= 1{,}150367\ lb_f.ft/lb_m$$

G. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2\times\alpha\times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z\times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}148385$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

Diketahui :

$\alpha = 1$

$Vb = 0$

$VA = 3'148382$ ft/s

$VS = 12$ ft

Persamaan :

$$\left[\frac{(3\times\alpha\times\bar{b}^2)}{VA_2}\right] + \left[\frac{\bar{b}^2}{(VS\times\bar{b})}\right] + \left[\frac{b}{Vb}\right] + \Sigma h + W^2 = 0$$

$$\frac{3\alpha}{1}(A_1^{3V} - A_2^{3V}) + \bar{b}(V^2 - S^2) + \frac{b}{b^2 - b} + \Sigma h + W^2 = 0$$

Berdasarkan hasil Rasionalli (hasil 3'15-18' dasarkolom e_{ip}' dan e_{ipa}') :

C' Mendapatkan Tinggi Lengkap Pompa

$$= 17'20029 \text{ ft}^{3V}/\text{ft}^{3V}$$

$$= \left[+(0'00013)\times\frac{(0'83+005)}{20} + 1 + 0'22 + 1'2 + 0'34\right]\frac{(3\times 3'1148)}{(3'148382)_2}$$

$$\Sigma h = \left[+1\frac{D}{VT} + K^2 + K^3 + K^4\right]\frac{3\bar{b}^2}{V_2}$$

Dari hasil 3'10-18' dasarkolom e_{ip}' dan e_{ipa}' :

$$K^2 = \left(1 - \frac{V^1}{V^2}\right)_2 = \left(1 - \frac{0}{0'2124}\right)_2 = 1$$

Dari hasil 3'10-18' dasarkolom e_{ip}' dan e_{ipa}' :

$$K^3 = 0'22\left(1 - \frac{V^1}{V^2}\right) = 0'22\left(1 - \frac{0'2124}{0}\right) = 0'22$$

Dari hasil 3'10-18' dasarkolom e_{ip}' dan e_{ipa}' :

$$W_S = \left[\frac{(3{,}148385)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{68{,}48708}\right] + 1{,}150367$$

$= 16{,}30441$ ft.lb$_f$/lb$_m$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}30441)\times(1{,}723111)\times(68{,}48708)}{550} = 3{,}498359 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 65%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}498359}{0{,}65} = 5{,}382091 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 85%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5{,}466186}{0{,}85} = 6{,}331871 \text{ hp} \approx 7 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	: Mengalirkan molasses dari tangki sterilisasi ke tangki starter & fermentor
Tipe	: *Centrifugal Pump*
Bahan	: *Commercial Steel*
Ukuran	: Pipa 10 in Sch. 40
Kapasitas	: 424839,1 lb/jam
Daya	: 7 hp
Jumlah	: 25 buah

$$W_s = \left[\frac{(1,14836)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32,174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32,174)}{32,174}\right] + \left[\frac{0}{68,46708}\right] + 1,150367$$

$$= 16,30444 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_m \times \rho}{550} = \frac{(16,30444) \times (1,723111) \times (68,46708)}{550} = 3,4083590 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (efisiensi) pompa = 65%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3,4083590}{0,65} = 5,2436091 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (efisiensi) motor = 85%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5,4061180}{0,85} = 6,3118371 \text{ hp} = 7 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan molasses dari tangki sentifugal ke tangki sentrifugal

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 4248372,1 lbm/jam

Daya : 7 hp

Jumlah : 25 buah

8. *COOLER* (E-117)

Fungsi : Menurunkan suhu setelah sterilisasi

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu feed masuk (T_1) = 121 °C = 249,98 °F

Suhu feed keluar (T_2) = 32 °C = 89,6 °F

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar (t_2) = 45 °C = 45 °F

Dasar Perhitungan :

A. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 192705,7437 kg/jam = 424723,4591 lb/jam

Massa steam = 1009778,165 kg/jam = 2225551,076 lb/jam

Panas steam = 715216 kkal/jam = 180234 Btu/jam

B. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 160{,}2\ ^oF$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 3{,}6\ ^oF$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 36{,}61\ ^oF$$

$\Delta t = Ft.\Delta t_{LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 103{,}145\ ^oF$

$= 36{,}61\ ^oF$

[illegible]

[illegible]

Fuego: [illegible]

Tipo: [illegible]

Clase (combustible):

Diámetro: [illegible]

Sobre fondo cuadrado (Lg) = [illegible] m² = [illegible] m²

Sobre lado frontal (L) = [illegible] m² = [illegible] m²

Sobre paramento cuadrado = [illegible] m² = [illegible] m²

Sobre paramento lateral (Lg) = [illegible] m² = [illegible] m²

Clase Radiación:

A. Sobre paramento cuadrado sobre [illegible] pasos adjuntados :

Altura hogar = [illegible] m = [illegible] ft

Altura agua = [illegible] kg/cm = [illegible] ft/cm

Pared cubierta = [illegible] kcal/cm = [illegible] kcal/cm

B. Mecanismo del [illegible]

$\Delta t_1 = t_1 - t_2$ = [illegible] °F

$\Delta t_2 = t_1 - t_w$ = [illegible] °F

$\Delta t_{prom} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$ = [illegible] °F

$\alpha_m = f(\Delta t_{prom})$ (Grafica 1 - 1 Grafica Instrumento)

= [illegible] °C

= [illegible] °F

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 169,7$ °F $= 99,5$ °F

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

$a_{an} = 3,140$ in^2 do = 3,500 in

de = 1,140 in di = 3,068 in

de' = 0,530 in a" = 0,917 ft^2/ft

$a_p =$ 7,380 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
$a_{an} = 3.140$ in^2	$a_p = 7,380$ in^2
$= 0,02$ ft^2	$= 0,05$ ft^2
$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{424723,459}{0,02}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{424723,459}{0,05}$
$= 21236172,96$ lb/jam.ft^2	$= 8494469,182$ lb/jam.ft^2
tc = 99,5 °F	$Nret = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$
$\mu = 0,48$ cp (Kern, gbr 14,hal 823)	$= \frac{3,068 \times 8494469,182}{0,8 \times 2,42}$
$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$	$= 13461276,58$
$= \frac{(1,140/12) \times 21236172,96}{0,48 \times 2,42}$	

= 20841285,44 **2. Mencari J_H** $J_H = 550$ (Kern, gbr 28,hal 838) **3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)** Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh : k = 0,0066 btu/jam.ft^2(°F/ft) Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh : Cp = 0,82 btu/lb.°F $ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 550 \left(\frac{0,0066}{(1,140/12)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,48}{0,0066}\right)^{1/3}$ = 149,2863 Btu/jam.ft2.°F	**2. Mencari J_H** Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari **3. Mencari h_{io}** karena media pemanasnya steam jenuh, maka : hio = 1,500 btu/jam.ft^2.°F

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1,4850 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

1. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 1,3881 \text{ jam.ft}^2\ ^oF/Btu$$

= 208412383.44 2. Menemukan h_{io} h_{io} = 350 (Kern, gbr.28,hal.838)	
3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho) Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh : k = 0,0006 btu/(jam.ft².°F/ft) Dari Kern tabel 5 hal 802 diperoleh : Cp = 0,82 btu/lb.°F $h_o = h_{io}\left(\frac{k}{d_o}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$ $= 350\left(\frac{0,0006}{(1,1-0,0172)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,48}{0,0006}\right)^{1}$ = 149,2363 Btu/(jam.ft².°F	2. Menemukan h_{io} Karena media pemanasnya steam jenuh, h_{io} tidak perlu dicari 3. Menemukan h_o Karena media pemanasnya steam jenuh, maka : h_o = 1.500 Btu/jam.ft².°F

4. Menemukan tahanan panas pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

= 1,4830 Btu/jam.ft².°F

5. Menemukan faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

= 1,2881 jam.ft².°F/Btu

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 79{,}2049 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86{,}3739 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi	**1. Menghitung N_Re dan friksi**
N_Re s = 20841285,44	N_Re s = 13461276,58
$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$	$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$
$= 0{,}003723 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$= 0{,}003768 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
2. Mencari ΔP karena panjang pipa	2. Mencari ΔP pipa
dari Kern hal 808 didapat :	$\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$
$Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$	= 9,41728E-06 psi < 10 psi
= 0,01353	(memenuhi)
ρ = 175,041 lb/ft^3	
g = 4,18 x 10^8	
= 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	

$$A = \frac{Q}{(3600 \times A)}$$

$$= 72,2046 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86,3729 \text{ ft}^2$$

Rd dibiarkan = Rd kotorpun jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Pressure Drop (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung Nre dan Fnilai	**1. Menghitung Nre dan Fnilai**
Nre s = 208412824,44	Nre s = 13461276,58
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(NRe)^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(NRe)^{0,42}}$
= 0,003723 ft²/in²	= 0,003708 ft²/in²
2. Menentukan ΔP karena perpipa pipa dan Kern hal 808 dibagai :	**2. Menentukan ΔP pipa**
$Sg = \frac{\rho}{62,43}$	$\Delta P = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$
= 0,01233	= 0,417238E-06 psi < 10 psi
ρ = 172,0411 lbm/ft³	(memenuhi)
g = 4,18 x 10⁸	
= 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	

Spesifikasi alat :

Nama : Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu setelah sterilisasi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

9. POMPA SENTRIFUGAL STARTER (L-118)

Fungsi : Mengalirkan media pembibitan dari tangki starter ke fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 25 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 22628,75 lb/jam

Densitas bahan : 66,4445 lb/ft3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%) = 1,51 cp

Spesifikasi alat :

Nama : Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu produk keluaran

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-179 grade A type 316

Bagian annulus : - a_a = 3,140 in^2

- de = 1,140 in

- de' = 0,330 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in

- di = 3,068 in

- ao'' = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

9. POMPA SENTRIFUGAL MARGETIS (L-110)

Fungsi : Mengalirkan media pendingin dari tangki asetor ke kondenser

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 25 buah

Perencanaan Pompa

Aliran bahan masuk : 22408,75 lb/jam

Densitas bahan : 66,4443 lb/ft3

A. Menentukan Viskositas Bahan

Viskositas (μ) campuran

Viskositas (dinyatakan bentuk sukrosa 30%) = 1,31 cp

Air	= 0,85 cp
H_2SO_4 (dianggap larutan H_2O_4 60%)	= 5,25 cp
NH_3	= 0,01 cp
CO_2	= 0,0146 cp
O_2	= 0,0209 cp
N_2	= 0,018 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ NH_3 + μ CO_2 + μ O_2 + μ N_2

= 1,51 + 0,85 + 5,25 + 0,01 + 0,0146 + 0,0209 + 0,018 = 7,6735 cp = 0,005156 lb/ft.s

B. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{22628,75}{66,4445}$ = 340,5662 ft^3/jam = 0,094602 ft^3/s

= 42,46293 gal/min

C. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,094602)^{(0,45)} \times (66,4445)^{0,13}$

= 2,328836 in

Standardisasi Di = 2,5 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 2,469 in = 0,205748 ft

Do = 2,875 in

A = 0,03322 ft^2

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}094602}{0{,}03322} = 2{,}847734 \text{ ft/s}$$

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}205748 \times 2{,}847734 \times 66{,}4445}{0{,}005156} = 7550{,}061 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{2{,}469} = 0{,}000734$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,008

F. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 2 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 2 × 0,75 = 1,5
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}03322}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}03322}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}008) \times \frac{50}{(0{,}205748)} + 1 + 0{,}55 + 1{,}5 + 0{,}17\right]\frac{(2{,}847734)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$= 1{,}385857\ lb_f.ft/lb_m$

G. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 2{,}847734$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(2{,}847734)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{66{,}4445}\right] + 1{,}385857$$

$= 16{,}51188\ ft.lb_f/lb_m$

$$= 10'21188\ \text{ft}^{3}/\text{ft}^{2}$$

$$M^{2} = \left[\frac{(3)\cdot(1)\cdot(35'134)}{(3'8411134)_{2}}\right] + \left[\frac{35'134}{(12)\cdot(35'134)}\right] + \left[\frac{0'44442}{0}\right] + 1'382823$$

Where :

$n = 1$

$Z_b = 0$

$Z_c = 3'8411134\ \text{ft}^{2}$

$Z_s = 12\ \text{ft}$

Therefore :

$$\left[\frac{(3\times 0\times 8^{2})}{Z_{c}}\right] + \left[\frac{8^{2}}{(12\times 8)}\right] + \left[\frac{b}{Z_{b}}\right] + \Sigma k + M^{2} = 0$$

$$\frac{3^{2}}{1}\left(A_{1}^{2} - A_{2}^{2}\right) + 8\left(s^{2} - s^{1}\right) + \frac{b}{s^{2} - s^{1}} + \Sigma k + M^{2} = 0$$

Dengan dengan bantuan (lihat 3.1-38' composite a_{ie}' dari a_{1ie}) :

(2) Kehilangan x entrie transition kecil

$$= 1'382823\ \text{ft}^{3}/\text{ft}^{2}$$

$$= \left[4\,(0'0008) \times \frac{(0'502448)}{20} + 1 + 0'22 + 1'2 + 0'13\right] \frac{(3\times 35'134)}{(3'8411134)_{2}}$$

$$\Sigma k = \left[4\,L\,\frac{D}{4\,r} + K^{4} + K^{5} + K^{1}\right] \frac{s^{2}}{A_{2}}$$

Dari lihat 3.10-18' composite a_{ie}' dari a_{1ie} :

$$K^{4} = \left(1 - \frac{A^{1}}{A^{2}}\right)_{2} = \left(1 - \frac{0}{0'00335}\right)_{2} = 1$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}51188) \times (0{,}100195) \times (66{,}4445)}{550} = 0{,}188709 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 30%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}188709}{0{,}30} = 0{,}629029 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}629029}{0{,}80} = 0{,}786286 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	: Mengalirkan media pembibitan dari tangki starter ke fermentor
Tipe	: *Centrifugal Pump*
Bahan	: *Commercial Steel*
Ukuran	: Pipa 2,5 in Sch. 40
Kapasitas	: 22628,75 lb/jam
Daya	: 1 hp
Jumlah	: 25 buah

10. POMPA SENTRIFUGAL *ANTIFOAM* (L-119)

Fungsi	: Mengalirkan *antifoam* dari *storage* ke fermentor
Tipe	: *Centrifugal Pump*
Jumlah	: 25 buah

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_s \times \rho}{550} = \frac{(18,51188) \times (0,(00175)) \times (60,1443)}{550} = 0,188709 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[14], diduga :

η (efisiensi) pompa = 30%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0,188709}{0,30} = 0,629029 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[14], diduga :

η (efisiensi) motor = 80%.

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0,629029}{0,80} = 0,786286 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan media pendinginan dari tangki ekstraksi ke kondensor

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Ukuran : Pipe 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 2262,28,75 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 25 buah

10. POMPA SISTEM KONDENSASI (L-119)

Fungsi : Mengalirkan campuran dari kondensor ke kondensator

Type : Centrifugal Pump

Jumlah : 25 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 1,830705 kg/jam = 4,035971 lb/jam

Densitas bahan : 64,3029 lb/ft^3

Viskositas bahan : 1 cp = 0,000672 lb/ft s

A. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4{,}035971}{64{,}3029} = 0{,}062765$ ft^3/jam = 1,743E-05 ft^3/s

= 0,007826 gal/min

B. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 16, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}0\ (Q_f)^{(0,36)} \times (\mu)^{0,18} = 3{,}0\ (1{,}743E\text{-}05)^{(0,36)} \times (0{,}000672)^{0,18}$

= 0,01559386 in

Standardisasi Di = 1/8 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 0,269 in = 0,022416 ft

Do = 0,405 in

A = 0,0004 ft^2

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}743E\text{-}05}{0{,}0004} = 0{,}0435868$ ft/s

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}022416 \times 0{,}0435868 \times 64{,}3029}{0{,}000672} = 1{,}497645 < 4000$$

Karena $N_{Re} < 4000$, maka jenis aliran fluida adalah laminar. (Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Penyelesaian Pompa

Massa bahan masuk : 1,6,30703 kg/jam = 4,0632971 lb/jam

Densitas bahan : 64,3029 lb/ft^3

Viskositas bahan : 1 cp = 0,0006672 lb/ft s

A. Menentukan Laju Volumetrik (Q_f)

$$\text{Laju volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4,0632971}{64,3029} = 0,0612765 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,7243E\text{-}03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,0177826 \text{ gal/min}$$

B. Menentukan Diameter Optimal (D_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[Peter, hal. 496], diperoleh :

$$D_{opt} = 3,9\,(Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\,(1,7243E\text{-}03)^{0,45} \times (62,3029)^{0,13}$$

$$= 0,0135938 \text{ in}$$

Standardisasi D: = 1/2 in Kern, 4th [Kern, hal. 844], sebagai diperoleh :

$D_i = 0,269 \text{ in} = 0,02241 \text{ ft}$

$D_o = 0,405 \text{ in}$

$A = 0,0004 \text{ ft}^2$

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida } (V) = \frac{\text{laju volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{1,7243E\text{-}03}{0,0004} = 0,0463568 \text{ ft/s}$$

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,02241 \times 0,0463568 \times 64,3029}{0,0006672} = 1,497645 < 4000$$

Karena N_{Re} < 4000, maka jenis aliran fluida adalah laminar.[Kern, hal. 46]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{0{,}269} = 0{,}00673242$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) :

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{1{,}497645} = 10{,}68343709$$

E. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 4 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 4 × 0,75 = 3
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0004}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0004}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right] \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(10{,}68343709) \times \frac{50}{(0{,}022416)} + 1 + 0{,}55 + 3 + 0{,}17\right] \frac{(0{,}0435868)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

[illegible]

[illegible] Dalam pipa mikro [illegible] dan [illegible]

diketahui : [illegible] m, [illegible]

$$\frac{n}{D} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

Dari Gambar [illegible] dan [illegible] diperoleh [illegible]

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{[illegible]} = [illegible]$$

B. Menentukan Faktor Koreksi (F)

- Pipa lurus = 30 ft

- [illegible] = 4 buah

Dari Gambar [illegible] dan [illegible] diperoleh [illegible]

- Pipa [illegible] = 1 buah [illegible]

Dari Gambar [illegible] dan [illegible] diperoleh [illegible]

Dari gambar [illegible] dan [illegible]

$$K_f = [illegible]\left(\frac{A_2}{A_1}\right) = [illegible]\left(\frac{[illegible]}{[illegible]}\right) = [illegible]$$

Dari gambar [illegible] dan [illegible]

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) = \left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]}\right) = [illegible]$$

Dari gambar [illegible] dan [illegible]

$$\Sigma K = \left[4 \times \frac{L}{D} \times K_f + K_{ex} + K_c\right] \times \frac{v^2}{2g}$$

$$= \left[4 \times [illegible] \times [illegible] + [illegible] + [illegible]\right] \times \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

$= 2{,}814303\ lb_f.ft/lb_m$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 0{,}0435868$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 0{,}5$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(0{,}0435868)^2}{(2)\cdot(0{,}5)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{64{,}3029}\right] + 2{,}814303$$

$= 7{,}814362\ ft.lb_f/lb_m$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(7{,}814362) \times (1{,}743E-05) \times (64{,}3029)}{550} = 1{,}5928E\text{-}05\ hp$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 1%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{1{,}5928E-05}{0{,}01} = 0{,}001592856\ hp$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

$= 1,2 \times 10^{-3}$ m/min.

b. Sélection d'une pompe d'engrenage :

Hydraulique pour illustrer (pour 1,2 × 10⁻³ (m³/min) ; 50 bar, ns[rpm])

$$\frac{1}{2\pi}\left(\frac{\Delta p}{\eta_m}\right) = \left(\frac{\Delta p}{\eta_m}\right) \times \frac{1}{2\pi} = 0,16 \times 10^{-3}$$

$$\left[\frac{\Delta p}{(2\pi \times n_s)}\right] + \left[\frac{(\Delta p \times q)}{\eta}\right] = \left[\frac{\Delta p}{\eta}\right]$$

Dimensionnelle :

$\Delta p = 17$ B

$W = 0,1 \times 10^{-3}$ Bs

$\eta = 0,5$

$n = 0,5$

Mixte :

$$W_h = \left[\frac{(0,1 \times 10^{-3})}{(2) \cdot (0,5) \cdot (3,1416)}\right] + \left[\frac{(0,5) \cdot (0,1 \times 10^{-3})}{0,5 \times 17}\right] = \left[\frac{0}{0,0147}\right] = 2,81 \times 10^{-3}$$

$= 2,81 \times 10^{-3}$ B.10⁻³ m.

Energie nécessaire :

$$WHP = \frac{W_h \times \Delta p}{320} = \frac{(2,81 \times 10^{-3}) \times (0,17 \times 10^{-3}) \times (0,4 \times 10^{-3})}{320} = 1,2 \times 10^{-3}\ hp$$

Dans Moor & Hansen, fig. 14-27 (ns[rpm] ; 50 bar) diagram :

η overall assumed range = 75%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{1,2 \times 10^{-3}}{0,75} = 0,001 \times 10^{-3}\ hp$$

Dans Moor & Hansen, fig. 14-28 (ns[rpm] ; 50 bar) diagram :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}001592856}{0{,}80} = 0{,}00199107 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan *antifoam* dari *storage* ke fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 0,161439 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 25 buah

11. TANGKI STARTER (M-120)

Fungsi : Mengembangbiakkan ragi *Saccharomyces cereviceae*

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

- $\Gamma(1)$ = 1!
- Γ (gamma function) = 1/0!
- $L_{(\text{gamma a bounce per period})}$ = 18320 feet
- $E_{(\text{gamma a bounce per second})}$ = 0.8

Probability equation :

Type Incidence : Gamma a bounce per second

Poisson Formula : $\mu(k) = \mu^k e^{-\mu} / k!$ (Gamma is type 2)

Gamma Parameters

Period

Type : Gamma, type 2 (gamma means type one and type two parameter variable [illegible]

Limits : [illegible]

Mean : [illegible]

Type : [illegible]

Mean : [illegible]

Variance : [illegible]

Sigma : [illegible]

Probability : [illegible]

Gamma table :

Gamma mean = $\frac{\mu}{\text{BIN}} = \frac{0.80}{0.00126829} = 0.00126103$ gm = 1 gm

k (gamma) mean = 80.0

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 10292,261 kg/jam = 22690,32 lb/jam

Waktu operasi : 1 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Reaktor

A. Menentukan Densitas Liquida

Densitas (ρ) campuran

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	1881,2998	0,18278781	1,4	0,255902934
Air	7753,9874	0,75338038	1	0,753380382
Ragi	55,855055	0,0054269	1,31	0,007109237
Urea	139,63764	0,01356725	1,32	0,017908765
H_2SO_4	0,0987476	9,5944E-06	1,83	1,75577E-05
NPK	27,927528	0,00271345	1,3	0,003527484
O_2	100,95906	0,00980922	1,43	0,014027186
N_2	332,49559	0,0323054	1,25	0,040381748
	10292,261	1		1,009283316

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,009283316 × 0,995647 = 1,00489 kg/L

= 62,73528 lb/ft^3

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\text{Volume liquid } (V_L) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{22690{,}32}{62{,}73528} = 361{,}683559 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

Fluida masuk tangki setelah di ATP volume cangki

Massa bahan masuk : 102922.201 kg/jam = 226900.32 lb/jam

Waktu operasi : 1 jam

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14.696 psia

Perancangan Mekanik

A. Menentukan Densitas Cairan

Densitas (ρ) campuran

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Maltosa	1881.2998	0.018279741	1.4	0.255903674
Air	7292.0974	0.708280035	1	0.708280035
Kaji	55.855165	0.005424209	1.31	0.007105277
Urea	129.67764	0.012596725	1.32	0.016628685
H_2SO_4	0.0067279	6.54046E-00	1.83	1.19577E-05
NPK	17.02729	0.002711345	1.3	0.003525744
O_2	100.95905	0.009809012	1.43	0.014027186
N_2	332.49570	0.032305054	1.25	0.040381743
	10292.201	1		1.009239316

Dilihat : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0.995647 g/ml.

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1.009239316 × 0.995647 = 1.00489 kg/l.

= 62.73528 lb/ft³

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\text{Volume liquid } (V_L) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{226900.32}{62.73528} = 3617.0553 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 361{,}683559\ ft^3$

$V_T = 452{,}1044\ ft^3$

D. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$$

$$452{,}1044 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3, \text{ dimana } Ls/Di = 1{,}5$$

$$452{,}1044 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 335{,}66297\ ft^3$$

$$Di = 6{,}949728\ ft = 83{,}39758\ in = 2{,}118303\ m$$

E. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 6{,}949728 = 10{,}424592\ ft = 125{,}0963754\ in$

F. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$361{,}683559 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6{,}949728)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(6{,}949728^3)$$

$$361{,}683559 = 37{,}914495\ L_{ls} + 28{,}43065$$

$$333{,}2529 = 37{,}914495\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 8{,}7895911\ ft = 105{,}4762\ in$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{liq} + V_L$

$V_T = 20\% \ V_T + 361{,}06359 \ ft^3$

$V_T = 452{,}1044 \ ft^3$

D. Menentukan diameter Tangki (D)

Volume tangki = Volume silinder + Volume cap atas + Volume cap bawah

$$Vol. \ tangki = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847 \ D^3 + 0{,}0847 \ D^3$$

$$452{,}1044 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847 \ D^3 + 0{,}0847 \ D^3, \ dimana \ L_s/D = 1{,}5$$

$$452{,}1044 = 1{,}2449 \ D^3$$

$$D^3 = 363{,}0207 \ ft^3$$

$$D = 6{,}94072 \ ft = 83{,}29728 \ in = 2{,}116703 \ m$$

E. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$$L_s = 1{,}5 \times D = 1{,}5 \times 6{,}94072 \ ft = 10{,}42459 \ ft = 125{,}0043754 \ in$$

F. Menentukan Tinggi Liquid (H_{liq})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times L_{liq}\right) + 0{,}0847 D^3$$

$$361{,}06359 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6{,}94072)^2 \times L_{liq}\right) + 0{,}0847(6{,}94072)^3$$

$$361{,}06359 = 37{,}91445 \ L_{liq} + 28{,}4365$$

$$332{,}6279 = 37{,}91445 \ L_{liq}$$

$$L_{liq} = 8{,}78959 \ ft = 105{,}4752 \ in$$

G. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ts} - 1)}{144} = \frac{62{,}73528 \times (8{,}7895911 - 1)}{144} = 3{,}39362605\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 3,39362605 = 18,08962605 psia

= 3,39362605 psig

H. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(3{,}39362605)(83{,}39758)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(3{,}39362605)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}071935\ in = 1{,}150965/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Di :

$Do = Di + (2 \times t_s) = 83{,}39758 + 2(3/16) = 83{,}7725836$ in

Berdasarkan Brownell & Young, Tabel 5.7, Hal. 90[21], diperoleh :

Do_{baru} = 84

Di_{baru} = $Do - 2t_s = 84 - 2(3/16) = 83{,}625$ in

r = Di_{baru} = 83,625 in

icr = 6% × Di = 6% × 83,625 = 5,0175 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

Ls_{baru} = 1,5 × Di = 1,5 × 83,625 = 125,4375 in

I. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(3{,}39362605)(83{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(3{,}39362605)} + (1/16)$$

$$= 0{,}079244\ in = 1{,}267906/16\ in \approx 3/16\ in$$

J. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{83,625}{2} = 41,8125$ in

AB $= a - icr = 41,8125 - 5,0175 = 36,795$ in

BC $= r - icr = 83,625 - 5,0175 = 78,6075$ in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(78,6075)^2 - (36,795)^2} = 69,46414$ in

b $= r - AC = 83,625 - 69,46414 = 14,16086$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 14,16086 + 2 = 16,34836$ in

H $= L_s + ha + hb = 125,4375 + 16,34836 + 16,34836 = 158,1342$ in

Perancangan Pengaduk

A. Menentukan Dimensi Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis propeller dengan 4 buah *baffle* (*four-blade paddle*)(Geankoplis 3rd Ed., tabel 3.4.1, hal. 144)[20].

Da $= 0,3$ Dt

C $= \frac{1}{3}$ Dt

W $= \frac{1}{5}$ Da

J $= \frac{1}{10}$ Dt

L $= \frac{1}{4}$ Da

Dimana :

Da = Diameter *Impeller*

Dt = Diameter Tangki

3. Determinação Tangente Vertical (TV)

$$a = \frac{i_1 - i_2}{2} = \frac{82,025}{2} = 41,012\,5\ m$$

$$AH = a \cdot L_V = 41,012\,5 \cdot 2,0175 = 82,804\,1\ m$$

$$HC = a \cdot L_V = 41,012\,5 \cdot 2,0175 = 82,804\,1\ m$$

$$AC = \sqrt{(HC)^2 - (AH)^2} = \sqrt{(82,804\,1)^2 - (82,804\,1)^2} = 0,000\,0\ m$$

$$b = AC = 82,825 - 0,000\,0 = 82,825\,0\ m$$

$$y_a = \frac{b \cdot L_V}{4} = \frac{82,825 \cdot 2,0175}{4} = 41,825\,0\ m$$

$$y_f = y_a + HC = 41,825\,0 + 82,804\,1 = 124,629\,1\ m$$

Parametros Parabolicos

A. Determinação Elementos Parabolicos

Elementos de curvatura(vertical) parabólica para proteção dungem e bom Angle (Ponto Alto) pelo método ordenadas 3/4 Pol. cons 3.4.1. Pol. 144[m].

$$Ja = 0,3\ Ja$$

$$C = \frac{1}{2}\ Ja$$

$$Ve = \frac{1}{2}\ Ja$$

$$J = \frac{1}{10}\ Jv$$

$$i_c = \frac{1}{3}\ Ja$$

Obtemos:

$$Ja = \text{Inversão Angular}$$

$$Jv = \text{Inversão Tangent}$$

C = Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki

W = Lebar *Impeller*

J = Lebar *Baffle*

L = Panjang *Impeller*

– Diameter *Impeller* :

$Da = 0,3 \times Dt = 0,3 \times 83,625 = 25,0875$ in $= 2,090603$ ft $= 0,637224$ m

– Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki :

$C = \frac{1}{3} \times Dt = \frac{1}{3} \times 83,625 = 27,875$ in $= 2,322893$ ft $= 0,708026$ m

– Lebar *Impeller* :

$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 25,0875 = 5,0175$ in $= 0,4181207$ ft $= 0,127445$ m

– Lebar *Baffle* :

$J = \frac{1}{10} \times Dt = \frac{1}{10} \times 83,625 = 8,3625$ in $= 0,696867$ ft $= 0,212408$ m

– Panjang *Impeller* :

$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 25,0875 = 6,271875$ in $= 0,52265094$ ft $= 0,159306$ m

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{8,7895911}{2 \times 2,090603^2}$$

$$= 1,00553 \text{ buah} \approx 1 \text{ buah}$$

C = Jarak Impeller dengan Dasar Tangki

W = Lebar Impeller

J = Lebar Baffle

L = Panjang Impeller

- Diameter Impeller :

$$Da = 0,3 \times Dt = 0,3 \times 82,025 = 24,6075\ in = 2,050625\ ft = 0,62724\ m$$

- Jarak Impeller dengan Dasar Tangki :

$$C = \frac{1}{3} \times Da = \frac{1}{3} \times 82,025 = 27,3675\ in = 2,280625\ ft = 0,69525\ m$$

- Lebar Impeller :

$$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 24,6075 = 5,0175\ in = 0,418125\ ft = 0,12745\ m$$

- Lebar Baffle :

$$J = \frac{1}{10} \times Dt = \frac{1}{10} \times 82,025 = 8,2025\ in = 0,68354\ ft = 0,21405\ m$$

- Panjang Impeller :

$$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 24,6075 = 6,15187\ in = 0,512656\ ft = 0,15625\ m$$

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk } (n_p) = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da}$$

$$= \frac{8,780591}{2 \times 2,050625}$$

$$= 1,06542 \text{ buah} \approx 1 \text{ buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,00489 kg/L = 1004,89 kg/m^3

Viskositas (μ) campuran = 7,6489 cp = 0,0076489 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 30 rpm = 0,5 rps

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{0{,}637224^2 \times 0{,}5 \times 1004{,}89}{0{,}0076489} = 26673{,}0971$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-3, hal. 145[20] diperoleh harga Np = 0,35

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^2 \times Da^5}$$

$$P = N_P \times \rho \times N^2 \times Da^5 = 0{,}35 \times 1004{,}89 \times (0{,}5^2) \times (0{,}637224^5)$$

$$= 9{,}238179 \text{ W} = 0{,}009238 \text{ kW} = 0{,}012389 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 80% (Peter & Timmerhaus, fig 14-38, hal. 521)[22]

$$\textit{Power motor} = \frac{0{,}012389}{0{,}80}$$

$$= 0{,}015486 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

P yang dibutuhkan = (0,1 + 0,2)P + P

= (0,1 + 0,2)(0,015486) + 0,015486

= 0,020131 hp ≈ 1 hp

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,00440 kg/L = 1004,40 kg/m^3

Viskositas (μ) campuran = 7,6489 cp = 0,007648 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 30 rpm = 0,5 rps

$$Re = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{0,8172224^2 \times 0,5 \times 1004,40}{0,007648} = 2667210,071$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-4, hal. 145[50] diperoleh harga Np = 0,55

$$Np = \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 = 0,55 \times 1004,40 \times (0,5^3) \times (0,8172224^5)$$

$$= 0,22391 \text{ W} = 0,00030118 \text{ kW} = 0,0012389 \text{ hp}$$

Efisiensi motor (η) = 80%[Peters & Timmerhaus, fig. 12-38, hal. 521][51]

$$\text{Power motor} = \frac{0,0012389}{0,80}$$

$$= 0,0015486 \text{ hp}$$

Kebutuhan-kebutuhan daya :

- Daya hasil (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran arus air atau power) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

P yang dibutuhkan = (0,1 + 0,2)P + P

$$= (0,1 + 0,2)(0,0015486) + 0,0015486$$

$$= 0,00201 \text{ hp} = 1 \text{ hp}$$

D. Menentukan Poros Pengaduk

Diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{\pi . S . D^2}{16}$$ (Hesse, Pers.16.1, hal. 465)[26]

Dimana :

T = momen punter = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 1 hp

N = putaran pengaduk = 30 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{30} = 2100{,}833 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020 mengandung karbon 20% dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design *sheering stress* yang diujikan

S = 20% × 36000 lb/in^2 = 7200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{16 \times 2100{,}833}{3{,}14 \times 7200}\right)^{1/2} = 1{,}21934 \text{ in} = 0{,}101611 \text{ ft}$$

Panjang poros pengaduk :

$$L = h + l - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros pengaduk

K. Menentukan Poros Penggerak

Diameter poros penggerak :

$$T = \frac{\pi \cdot \tau_s \cdot D^3}{16} \quad \text{(Shigley Eq. 10.1 and 10.2)}$$

Diketahui :

T = momen puntir = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 1 hp

N = putaran penggerak = 30 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{30} = 2100,833 \text{ lb.in}$$

Dari Tabel. tabel 16-1. hal. 467. untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020

mengandung karbon 20% dengan batas = 30000 lb/in^2.

S = maksimum design stresses suatu yang diijinkan

S = 20% × 30000 lb/in^2 = 2200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros penggerak (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{16 \times 2100,833}{3,14 \times 2200}\right)^{1/3} = 1,2194 \text{ in} = 0,10161 \text{ ft}$$

Panjang poros penggerak :

$L = b + t - 2t$

Dimana :

L = panjang poros penggerak

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 141,7859 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 6,271875 in

Zi = jarak *impeller* dari dasar tangki = 27,875 in

Jadi, panjang poros pengaduk :

L = (141,7859 + 6,271875) – 27,875

= 120,1827 in = 10,01513 ft

Perancangan *Coil* Pendingin

A. Dasar Perancangan

Kebutuhan panas dalam reaktor = 531285,7966 kkal/jam = 2108310,44 Btu/jam

Massa pendingin = 35490,03317 kg/jam = 78241,3271 lb/jam

Steam masuk pada suhu (T_1) = 200 °C = 392 °F

Steam keluar pada suhu (T_2) = 200 °C = 392 °F

μ campuran = 7,6489 cp = 0,00514 lb/ft.s

Diameter pengaduk (Da) = 2,090603 ft

Diameter tangki (Dt) = 83,625 in

Tinggi silinder (Ls) = 125,4375 in

Tekanan operasi (P) = 14,696 psia

Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Menggunakan *coil* berbentuk spiral

B. Perhitungan

– Menentukan ΔT_{LMTD}

T_1 (suhu bahan masuk) = 32 °C = 89,6 °F

T_2 (suhu bahan keluar) = 32 °C = 89,6 °F

t_1 (suhu pendingin masuk) = 30 °C = 86 °F

t_2 (suhu pendingin masuk) = 45 °C = 113 °F

$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 89{,}6 - 113 = 23{,}4$ °F

$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 89{,}6 - 86 = 3{,}6$ °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{23{,}4 - 3{,}6}{\ln\frac{23{,}4}{3{,}6}} = 14{,}424 \text{ °F}$$

– Menentukan suhu kalorik

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{89{,}6 + 89{,}6}{2} = 89{,}6 \text{ °F}$$

$$t_C = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99{,}5 \text{ °F}$$

– Menentukan ukuran pipa

ρ pendingin = 62,15824 lb/ft^3

Rate pendingin = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{78241{,}3271}{62{,}15824} = 1258{,}7742$ ft^3/jam = 0,349651 ft^3/s

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22] diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (0{,}349651)^{(0,45)} \times (62{,}15824)^{0,13}$

$= 4{,}15772$ in

Standardisasi Di = 5 in Sch. 40(Brownell, App. K, hal. 388)[21], sehingga diperoleh :

Di = 5,047 in = 0,420579 ft

Do = 5,563 in = 0,463579 ft

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1 = 850{,}4\ K - 32\ K = 1{,}1{,}4\ K$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2 = 850{,}4\ K - 38\ K = 1{,}1{,}4\ K$$

$$\Delta T_{log} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(1{,}1{,}4\ K) - (1{,}1{,}4\ K)}{\ln\left(\frac{1{,}1{,}4\ K}{1{,}1{,}4\ K}\right)} = 1{,}1{,}4{,}1{,}4\ K$$

– Mittelwertbildung nach Bilanz:

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{850{,}4 - 850{,}4}{2} = 850{,}4\ K$$

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{32 + 38}{2} = 35\ K$$

– Kennwerten ablesen oder

$\rho_{Prozessgas} = 0{,}1{,}8{,}2{,}4\ kg/m^3$

$$\dot{m}_{Prozessgas} = \frac{\dot{m}_{Prozess}}{\rho} = \frac{2{,}2{,}1{,}2{,}1}{0{,}1{,}8{,}2{,}4} = (2{,}8{,}1{,}7{,}2\ m^3/h) = 0{,}0{,}0{,}0{,}1\ m^3/s$$

Dann Wahl der Rohrmaterialien, pro 15 bis 500 m^3 dynamisch:

$$\dot{m}_{Ro} = 3{,}0\,(\dot{m}_{Pro})^{0{,}5} \times (\rho_{Pro})^{0{,}4} = 3{,}0\,(0{,}0{,}0{,}0{,}1\ m^3/s)^{0{,}5} \times (0{,}1{,}8{,}2{,}4\ kg/m^3)^{0{,}4}$$

$$= 0{,}1{,}7{,}7{,}2\ kg$$

Massenflussdichte ($\dot{m}$ = 3 to 30 kg/m^2s) $\dot{m}_{Ro}$ = 0,1,7,7,2 kg/m^2s, wählbar dimensionsl:

$$\dot{m} = \frac{0{,}1{,}7{,}7{,}2\ kg}{0{,}0{,}0{,}0{,}1\ m^2} = 0{,}0{,}0{,}0{,}0{,}0{,}0{,}0\ kg/m^2s$$

$$\dot{m} = \frac{0{,}1{,}7{,}7{,}2\ kg}{0{,}0{,}0{,}0{,}1\ m^2} = 0{,}0{,}0{,}0{,}0{,}0{,}0\ kg/m^2s$$

a' = 20,01 in^2 = 0,138956 ft^2

a'' = 1,456 ft^2/ft

– Koefisien perpindahan panas bagian permukaan *shell*

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu \times 2{,}42} = \frac{2{,}090603^2 \times 30 \times 62{,}73528}{0{,}00514 \times 2{,}42} = 661321 > 4000$$

Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh Jc = 1000

Aliran liquid adalah aliran turbulen

$$ho = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14}$$

dimana :

$$\left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14} = 1$$

Cp = kapasitas panas campuran = 0,48008 Btu/lb.°F

μ = viskositas campuran = 7,6489 cp

k = konduktivitas termal campuran = 0,348 Btu/jam.ft^2.°F

sehingga :

$$ho = 1000 \cdot \frac{0{,}348}{6{,}968679} \cdot \left(\frac{0{,}48008 \cdot 7{,}6489}{0{,}348}\right)^{1/3} = 139{,}6102 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

– Koefisien perpindahan panas bagian permukaan *coil* (pendingin)

Massa pendingin = 78241,3271 lb/jam

$$Gp = \frac{\text{massa pendingin}}{a'} = \frac{78241{,}3271}{0{,}138956} = 563067{,}5 \text{ lb/ft2.jam}$$

$$N_{Re} = \frac{Di \times Gp}{\mu \times 2{,}42} = \frac{0{,}420579 \times 563067{,}5}{0{,}85 \times 2{,}42} = 115126{,}1 > 4000$$

$$\mu^{\omega} = \frac{h \times 5'45}{\eta D' \times \eta h} = \frac{0'82 \times 5'45}{2'60026 \times 0'250234} = 1'121301 > 1000$$

$$\varphi_{\omega} = \frac{\text{ملغوطة مسامية}}{\text{ملغوطة كلية}} = \frac{0'138620}{0'5541'2511} = 0'250234 \text{ مللي/ثا}^2$$

ملغوطة كلية = 0'5541'2511 مللي/ثا

– الكثافة الجافة لعينة مقطوعة من مقطع بمسامية من (ملغوطة)

$$\rho_d = 1000 \frac{0'82 \times 0'2502340}{0'2\,4\,8} \left(\frac{0'2\,4\,8}{0'2\,4\,8 + 0'2\,4\,8} \right) = 1'3\,6\,9\,7\,0\,3 \text{ مللي/سم}^3$$

حيث :

γ_d = الكثافة الجافة = 1'369703 مللي/سم^3

γ_s = مسامية التربة = 0'248 مللي/سم^3

γ_w = كثافة الماء = 1'0000 غ/سم^3

$\left(\frac{\gamma_s - \gamma_d}{\gamma_d} \right)_{\max}$ = 1

فيكون :

$$\rho_d = \gamma_w \frac{D'}{\gamma} \left(\frac{\gamma}{\gamma_s - \gamma_d} \right) \left(\frac{\gamma_s - \gamma_d}{\gamma_d} \right)_{\max}$$

وتكون الكثافة الجافة العظمى

$$\rho_d = 1000 \times \frac{2'60026}{0'82} \left(\frac{0'82}{2'60026 - 1'369703} \right) \left(\frac{2'60026 - 1'369703}{1'369703} \right)$$

$$\mu^{\omega} = \frac{h \times 5'45}{\eta D'_s \times \eta \times \eta h} = \frac{0'82 \times 5'45}{2'60026 \times 0'82 \times 0'250234} = 1'121301 > 1000$$

– الكثافة الجافة لعينة مقطوعة بمقطع بمسامية أعلى

γ_d = 1'320 غ/سم^3

γ_s = 2'701 غ/سم^3 = 0'2702 غ/سم^3

Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh Jc = 280

Aliran liquid adalah aliran turbulen

$$hi = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14}$$

dimana :

$$\left(\frac{\mu}{\mu \cdot W}\right)^{0,14} = 1$$

Cp = kapasitas panas pendingin = 0,98 Btu/lb.°F

μ = viskositas pendingin = 7,6489 cp

k = konduktivitas termal pendingin = 0,356 Btu/jam.ft^2.°F

sehingga :

$$hi = 280 \cdot \frac{0,356}{6,968679} \cdot \left(\frac{0,98 \cdot 7,6489}{0,356}\right)^{1/3} = 507,66716 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

$$hio = hi \times \frac{Di}{Do} = 507,66716 \times \frac{0,420579}{0,463579} = 460,578132 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

Koreksi hio :

hio = hio × (1 + 3,5 × ($di_{pipa}/\Phi_{lilitan}$)

$\Phi_{lilitan}$ = di – 2(do_{pipa})

= 83,625 – 2(5,563) = 72,499 in

Hio = 460,578132 × (1 + 3,5 (5,047/72,499))

= 572,7987 Btu/jam.ft^2.°F

– Tahanan panas pipa dalam keadaan bersih

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{572,7987 \times 139,6102}{572,7987 + 139,6102} = 112,2509 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

Dari fig. 24, hal. 834 (Kern) diperoleh Jc = 300

Aliran liquid adalah aliran turbulen

$$hi = Jh \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

dimana :

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1$$

Cp = kapasitas panas pendingin = 0.98 Btu/lb.°F

μ = viskositas pendingin = 7.6489 cp

k = konduktivitas termal pendingin = 0.356 Btu/jam.ft².°F

sehingga :

$$hi = 300 \cdot \frac{0.356}{0.966679} \cdot \left(\frac{0.98 \cdot 7.6489}{0.356}\right)^{1/3} = 307.66716 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 307.66716 \times \frac{0.42079}{0.46479} = 400.57813.2 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

Koreksi hio :

$$hio = hio \times (1 + 3.5 \times (di_{nom}/Dnom))$$

$$Dnom = di - 2(do_{pipa})$$

$$= 83.625 - 2(3.500) = 72.499 \text{ in}$$

$$Hio = 400.57813.2 \times (1 + 3.5 (3.0472/72.499))$$

$$= 372.7987 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

– Dinding pipa luar dalam kondisi bersih

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{372.7987 \times 139.6106}{372.7987 + 139.6106} = 1 \ 13.2500 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

– Tahanan panas pipa dalam keadaan kotor

Rd = 0,001

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0{,}001 = \frac{112{,}2509 - U_d}{112{,}2509 \times U_d}$$

0,112251 Ud = 112,2509 – Ud

Ud = 100,9223 Btu/jam.ft^2.°F

– Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{2108310{,}44}{100{,}9223 \times 14{,}424601} = 1488{,}25 \text{ ft}^2$$

– Panjang *coil* pemanas

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{1488{,}25}{20{,}01} = 72{,}37632 \text{ in}$$

– Jumlah lilitan *coil* pemanas

D*coil* = 5 ft

$$nc = \frac{L}{(\pi \times D\text{coil})} = \frac{72{,}37632}{(3{,}14 \times 5)} = 4{,}609956 = 5 \text{ lilitan}$$

– Tinggi *coil* pemanas

hc = 2 in = 0,166665 ft

Lc = [(nc – 1)(hc + Do) + Do] = [(5 – 1)(0,166665 + 0,463579) + 0,463579

= 2,984553 ft = 35,815 in

Karena Lc < Lls maka perhitungan *coil* pemanas sudah memadai.

- Tahanan pipa dalam kondisi kotor

Rd = 0,001

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0{,}001 = \frac{(12{,}2500 - U_d)}{(12{,}2500 \times U_d)}$$

$$0{,}11225\ Ud = (12{,}2500 - Ud)$$

$$Ud = 100{,}9222\ Btu/jam.ft^2.°F$$

- Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{lmtd}} = \frac{2148311{,}14}{100{,}9222 \times 14{,}42440}1 = 1488{,}25\ ft^2$$

- Panjang coil pemanas

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{1488{,}25}{20{,}01} = 72{,}37622\ ft$$

- Jumlah lilitan coil pemanas

Dcoil = 5 ft

$$nc = \frac{L}{(\pi \times Dcoil)} = \frac{72{,}37622}{(3{,}14 \times 5)} = 4{,}6009756 = 5\ lilitan$$

- Tinggi coil pemanas

hc = 2 in = 0,166667 ft

$$Lc = [(nc - 1)(hc + Dc)] + Dc] = [(5 - 1)(0{,}166667 + 0{,}16357)] + 0{,}46357\ ft$$

$$= 2{,}9846535\ ft = 35{,}815\ in$$

Karena Lc < Lk maka perhitungan coil pemanas sudah memadai.

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki starter

Fungsi : Mengembangbiakkan ragi *Saccharomyces cereviceae*

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 361,683559 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- N (putaran) = 30 rpm
- P (*power* pengaduk) = 1 hp

- Da (diameter *impeller*) = 25,0875 in
- C (jarak *impeller*) = 27,875 in
- W (lebar *impeller*) = 5,0175 in
- J (lebar *baffle*) = 8,3625 in
- L (panjang *impeller*) = 6,2718 in
- Diameter poros *impeller* = 1,2193 in
- Panjang poros *impeller* = 120,1827 in

Dimensi *coil* pemanas :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Panjang *coil* = 72,376 in
- Tinggi *coil* = 35,815 in
- Jumlah lilitan = 5 lilitan

12. STORAGE *ANTIFOAM* (F-121)

Fungsi : Menampung bahan baku *antifoam* selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16

– L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 1,8307046 kg/jam = 4,035971 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,03 kg/L = 64,3029 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4{,}035971}{64{,}3029}$ = 0,062765 ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = Q_f × waktu tinggal = 0,062765 × 168 = 10,54452 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 10,54452 ft^3

V_T = 13,18065 ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *flat head* (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$

$$= 1,5$$

Pada mengisi tangki setengah 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 1,8207044 kg/jam = 4,0132971 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,03 kg/L = 64,3029 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\text{flow volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4,0132971}{64,3029} = 0,0627705 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Tot. volume liquid } (V_L) = Q_f \times \text{waktu tinggal} = 0,0627705 \times 168 = 10,5444152 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$$V_T = V_{ud} + V_L$$

$$V_T = 20\% \ V_T + 10,5444152 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 13,1805065 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk flat head (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times t\right) + 0,0847 \text{ Di}^3 + 0,0847 \text{ Di}^3$$

$$13{,}18065 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3\text{, dimana } Ls/Di = 1{,}5$$

$$13{,}18065 = 1{,}2622\ Di^3$$

$$Di^3 = 10{,}4426\ ft^3$$

$$Di = 2{,}185762\ ft = 26{,}22941\ in = 0{,}666228\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 2{,}185762 = 3{,}27864305\ ft = 39{,}34412\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right)$$

$$10{,}54452 = \left(\frac{\pi}{4} \times (2{,}185762)^2 \times L_{ls}\right)$$

$$10{,}54452 = 3{,}7503812\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 2{,}8115861\ ft = 33{,}73938\ in$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{64{,}3029 \times (2{,}8115861 - 1)}{144} = 0{,}80895999\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 0,80895999 = 15,50496 psia

= 0,80895999 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(0{,}80895999)(26{,}22941)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(0{,}80895999)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}063207\ in = 1{,}011317/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Di :

$Do = Di + 2t_s = 26{,}22941 + 2(3/16) = 26{,}6044109\ in$

$$13.18065 = \left(\frac{\pi \times D_i^2}{2} \times L_s\right) + 0.0947\,D_i^3 \quad \text{dimana } L_s/D_i = 1.5$$

$$13.18065 = 1.2822\,D_i^3$$

$$D_i^3 = 10.1426\ ft^3$$

$$D_i = 2.185702\ ft = 26.22841\ in = 0.666228\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$$L_s = 1.5 \times D_i = 1.5 \times 2.185702 = 3.278553\ ft = 39.34241\ in$$

E. Menentukan Tinggi Cairan (L_c)

$$V_c = \left(\frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_c\right)$$

$$10.54452 = \left(\frac{\pi}{4} \times (2.185702)^2 \times L_c\right)$$

$$10.54452 = 2.250388\ L_c$$

$$L_c = 2.811580\ ft = 33.73938\ in$$

F. Menentukan Tekanan Desain (Pd)

$$P\ \text{hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_c - 1)}{144} = \frac{64.3029 \times (2.811580 - 1)}{144} = 0.808929999\ psia$$

$$P\ \text{desain} = P\ \text{operasi} + P\ \text{hidrostatis} = 14.696 + 0.808929999 = 15.50496\ psia$$

$$= 0.808929999\ psig$$

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P \times D_i}{2\,(f \times E - 0.6\,P)} + C = \frac{(0.808929999)(26.22841)}{2\,[(18750)(0.8) - (0.6)(0.808929999)]} + (1/16)$$

$$= 0.0832207\ in = 1.0112176 = 3/16\ in$$

Standardisasi Di :

$$Do = Di + 2t_s = 26.22841 + 2(3/16) = 26.66841\ in$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[21], diperoleh :

Do_{baru} = 28 in

Di_{baru} = Do – $2t_s$ = 28 – 2(3/16) = 27,625 in

r = 24 in

icr = 1 3/4 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

Ls_{baru} = 1,5 × Di = 1,5 × 27,625 = 41,4375 in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

$$tha = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(0{,}80895999)(24)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(0{,}80895999)} + (1/16)$$

= 0,063645 in = 1,018328/16 in ≈ 3/16 in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

ha = 0,169 × Di = 0,169 × 27,625 = 4,668625 in

H = L_s + ha = 41,4375 + 4,668625 = 46,10613 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage *antifoam*

Fungsi : Menampung bahan baku *antifoam* selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah

Persamaan Brownell & Young, pada 5.7, hal. 89[21], dipersoleh :

D_{shell} = 28 in

ID_{shell} = $D_o - 2t_s$ = 28 – 2(0,1875) = 27,625 in

r = 24 in

icr = 1 3/4 in

sf = 1,5-2 = 2

L_{shell} = 1,5 × ID = 1,5 × 27,625 = 41,4375 in

d. Menentukan Tebal Tutup Atas (dha)

$$dha = \frac{0,885 \times P_i \times r}{f \times E - 0,1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell & Young, hal. 138, 5.11)}$$

$$= \frac{(0,885)(0,8086429)(24)}{(18750)(0,8) - (0,1)(0,8086429)} + (1 \times 16)$$

= 0,0859645 in = 1,0158216 in = 3/16 in

e. Menentukan Tinggi Tumpuk (Hl)

ha = 0,169 × ID = 0,169 × 27,625 = 4,668625 in

H = L_s + ha = 41,4375 + 4,668625 = 46,10615 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage amplifier

Fungsi : Menampung bahan baku amplifier sebanyak 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk semibola dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah

- Volume total = 13,18065 ft^3
- Di (diameter dalam) = 27,625 in
- Do (diameter luar) = 28 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 41,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 4,6686 in
- H (tinggi tangki) = 46,1061 in

13. *STORAGE* H_2SO_4 96% (F-122)

Fungsi : Menampung bahan baku H_2SO_4 96% selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 0,236994345 kg/jam = 0,522478 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,8256 kg/L = 113,9722 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{0{,}522478}{113{,}9722}$ = 0,00458426 ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = Q_f × waktu tinggal = 0,00458426 × 168 = 0,770155 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 0,770155 ft^3

V_T = 0,962694 ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *flat head* (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3$

0,962694 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

0,962694 = 1,2622 Di^3

Di^3 = 0,762711 ft^3

Insulation thickness : 0.0254 m

Inside length : 1 foot

Inlet temperature : 70°C

Volumetric flow rate : 1 m³/s = 15,850 gpm

Permeameter Height

A. Measurement Volume Increase (V_1):

$$\text{Area of volumeter } (A_1) = \frac{\text{volume}}{\text{height}} = \frac{0.5\ \text{ft}^3}{1.5\ \text{ft}} = 0.3333\ \text{ft}^2 = 0.0309\ \text{m}^2$$

$$\text{Initial volume liquid } (V_1) = (A_1 \times \text{volume increase}) = 0.0309\ \text{m}^2 \times 100\ \text{m} = 3.1\ \text{m}^3$$

B. Measurement Volume Decrease (V_2):

$$\text{Assume: Volume liquid } (V_2) = 80\% \times \text{volume increase } (V_1)$$

$$V_2 = V_{loss} + V_1$$

$$V_2 = 20\% \times V_2 + 3.1\ \text{m}^3$$

$$V_2 = 0.0775\ \text{m}^3$$

C. Measurement Discharge Volume (V_{disch})

$$\text{Volume discharge} = \text{Volume initial} - \text{Volume increase} + \text{Volume increase decrease}$$

$$\text{Discharge volume} = V_1 - V_2 = 3.1\ \text{m}^3 - 0.0775\ \text{m}^3 = 3.0225\ \text{m}^3$$

$$\text{Vol. ratio} = \left[\frac{V_1 - V_2}{V_2}\right] = 0.0225\ \text{m}^3$$

$$\text{Porosity} = \left[\frac{V_1 - V_2}{V_1}\right] = 0.0225\ \text{m}^3 \quad \text{Assume } L = 1\ \text{m} = 1.0$$

$$\text{Porosity} = 1.0225\ \text{m}^3$$

$$\text{ft}^3 = 0.0283\ \text{m}^3$$

Di = 0,913664 ft = 10,96408 in = 0,278488 m

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 0,913664 = 1,37049642 ft = 16,44612 in

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right)$$

$$0{,}770155 = \left(\frac{\pi}{4} \times (0{,}913664)^2 \times L_{ls}\right)$$

$$0{,}770155 = 0{,}655304\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 1{,}175263 \text{ ft} = 14{,}1033 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{113{,}9722 \times (1{,}175263 - 1)}{144} = 0{,}13871624 \text{ psia}$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 0,13871624 = 14,83472 psia

= 0,13871624 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(0{,}13871624)(10{,}96408)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(0{,}13871624)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}062551 \text{ in} = 1{,}000811/16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 10{,}96408 + 2(3/16) = 11{,}3390828$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 12$

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 12 - 2(3/16) = 11{,}625$

D_i = 0,012906 ft = 10,09408 in = 0,27848 m

D. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$L_s = 1,2 \times D_i = 1,2 \times 0,012906 ft = 1,270906 ft = 15,44072$ in

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{cc})

$$V_l = \left(\frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{cc}\right)$$

$$0,770155 = \left(\frac{\pi}{4} \times (0,012906)^2 \times L_{cc}\right)$$

$$0,770155 = 0,000130 \times L_{cc}$$

$$L_{cc} = 5,927262 \text{ ft} = 14,1823 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan Design (Pd)

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{cc} - 1)}{144} = \frac{(13,9722 \times (5,927262 - 1))}{144} = 0,372763 \text{ psia}$$

$$P \text{ design} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis} = 14,696 + 0,372763 = 14,88872 \text{ psia}$$

$$= 0,372763 \text{ psig}$$

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{S \times E \times t}{2(P \times E - 0,6P)} + C = \frac{(0,372763)(0,00408)}{2\left((18750)(0,8) - (0,6)(0,372763)\right)} + (1/16)$$

$$= 0,062501 \text{ in} = 1,000781 \text{ in} = 2/16 \text{ in}$$

Standardisasi (So :

$$So = D_i + 2t_s = 10,09408 + 2(2/16) = 11,22408 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[11], diperoleh :

$$D_{min} = 12$$

$$D_{min} = So - 2t_s = 12 - 2(2/16) = 11,625$$

r = 12 in

icr = 3/4 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

L_{Sbaru} = 1,5 × Di = 1,5 × 11,625 = 17,4375 in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

$$tha = \frac{0,885 \times P_i \times r}{f \times E - 0,1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0,885)(0,13871624)(12)}{(18750)(0,8) - (0,1)(0,13871624)} + (1/16)$$

= 0,062595 in = 1,001522/16 in ≈ 3/16 in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

ha = 0,169 × Di = 0,169 × 11,625 = 1,964625 in

H = L_s + ha = 17,4375 + 1,964625 = 19,40213 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* H_2SO_4 96%

Fungsi : Menampung bahan baku H_2SO_4 96% selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 0,962694 ft^3
- Di (diameter dalam) = 11,625 in
- Do (diameter luar) = 12 in

- [illegible] = [illegible] m
- [illegible] = [illegible] m
- [illegible] = [illegible] m
- [illegible] = [illegible]
- [illegible] = [illegible] [illegible]

[illegible]:

[illegible]

[illegible] : [illegible]

[illegible] : [illegible]

[illegible] : [illegible]

[illegible] :

$[illegible] = [illegible] \times [illegible] = [illegible] \times [illegible] = [illegible]$ m

$[illegible] = [illegible] + [illegible] = [illegible] + [illegible] = [illegible]$ m

[illegible]

$= [illegible] = [illegible] = [illegible]$ m

$$= \frac{[illegible] - [illegible]}{[illegible]} + [illegible]$$

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} \times [illegible]$$

[illegible]

$[illegible] = [illegible] \times [illegible] = [illegible] \times [illegible] = [illegible]$ m

$[illegible] = [illegible] \times [illegible] = [illegible]$

$[illegible] = [illegible]$ m

$[illegible] = [illegible]$ m

- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 1,964625 in
- H (tinggi tangki) = 19,40213 in

14. POMPA SENTRIFUGAL H_2SO_4 96% (L-123)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 96% dari *storage* ke tangki pengenceran

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 0,522478 lb/jam

Densitas bahan : 113,9722 lb/ft^3

Viskositas bahan : 18,85 cp = 0,012667 lb/ft s

A. Menentukan Rate Volumetrik (Q_f)

$$\textit{Rate}\ \text{volumetrik}\ (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{0{,}522478}{113{,}9722} = 0{,}004584\ \text{ft}^3/\text{jam} = 1{,}2734\text{E-06}\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$= 0{,}000572\ \text{gal/min}$$

B. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 16, hal. 496[22], diperoleh :

$$Di_{opt} = 3{,}0\ (Q_f)^{(0,36)} \times (\mu)^{0,18} = 3{,}0\ (1{,}2734\text{E-06})^{(0,36)} \times (0{,}012667)^{0,18}$$

$$= 0{,}01031307\ \text{in}$$

Standardisasi Di = 1/8 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 0,269 in = 0,022416 ft

Do = 0,405 in

A = 0,0004 ft^2

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}2734E-06}{0{,}0004} = 0{,}00318351 \text{ ft/s}$$

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}022416 \times 0{,}00318351 \times 113{,}9722}{0{,}012667} = 0{,}010285 < 4000$$

Karena $N_{Re} < 4000$, maka jenis aliran fluida adalah laminar.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{0{,}269} = 0{,}00673242$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) :

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{0{,}010285} = 1555{,}616858$$

E. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 5 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 5 × 0,75 = 3,75
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

D_o = 0,405 in

A = 0,0804 ft^2

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rata volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1,2734 \times 10^{-3}}{0,0804} = 0,0051831 \text{ ft/s}$$

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,0225410 \times 0,0051831 \times 113,0723}{0,01267} = 0,010285 < 4000$$

Karena N_{Re} < 4000, maka jenis aliran fluida adalah laminar.

Ditentukan bahan pipa adalah commercial steel. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[1]

diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{0,405} = 0,0047234$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 88[1], didapat f (Fanning friction factor) :

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{0,010285} = 1555,6156858$$

E. Menentukan Panjang Pipa (P)

- Pipa lurus = 30 ft
- Elbow, 90° = 5 buah

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 93[1]) = 5 × 0,75 = 3,75

- Gate valve = 1 buah (wide open)

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 93[1]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[1] :

$$K_c = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1-\frac{0}{0{,}0004}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0004}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(1555{,}616858) \times \frac{50}{(0{,}022416)} + 1 + 0{,}55 + 3{,}75 + 0{,}17\right]\frac{(0{,}00318351)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 2{,}185968\ lb_f.ft/lb_m$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 0{,}00318351$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 0{,}5$

$$K_1 = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0004}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-13, Cengel, hal. 93[20] :

$$K_2 = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0004}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-16, Cengel, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_1 + K_2 + K_3\right]\frac{v^2}{2g}$$

$$= \left[4\,(1555{,}6108) \times \frac{50}{(0{,}01246)} + 1 + 0{,}55 + 3{,}75 + 0{,}17\right]\frac{(0{,}00318351)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 2{,}185968 \text{ ft.lbf/lbm}$$

K. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Persamaan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Cengel, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_2^2 - v_1^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Diketahui :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 0{,}00318351$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 0{,}5$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(0{,}00318351)^2}{(2)\cdot(0{,}5)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{113{,}9722}\right] + 2{,}185968$$

$= 7{,}185968$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(7{,}185968)\times(1{,}2734E-06)\times(113{,}9722)}{550} = 3{,}04E\text{-}08 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 1%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}04E-08}{0{,}01} = 3{,}04E\text{-}06 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{3{,}04E-06}{0{,}01} = 3{,}8E\text{-}06 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	: Mengalirkan H_2SO_4 96% dari *storage* ke tangki pengenceran
Tipe	: *Centrifugal Pump*
Bahan	: *Commercial Steel*
Ukuran	: Pipa 1/8 in Sch. 40
Kapasitas	: 0,522478 lb/jam
Daya	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(0{,}0018835)^2}{(2)\cdot(0{,}5)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{113{,}9722}\right] + 2{,}18259\,ft$$

$$= 2{,}18259\,ft\,/\,lb_f$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_L \times \rho}{550} = \frac{(2{,}18259\,ft) \times (1{,}2724E-06) \times (113{,}9722)}{550} = 5{,}04E-05\,hp$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 521[14], didapat :

η (efisiensi) pompa = 1%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{5{,}04E-05}{0{,}01} = 5{,}04E-03\,hp$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[14], didapat :

η (efisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5{,}04E-03}{0{,}01} = 5{,}04E-03\,hp = 1\,hp$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	: Mengalirkan H_2SO_4 99% dari storage ke tangki pengencran
Type	: Centrifugal Pump
Bahan	: Commercial Steel
Diameter	: Pipa 1/8 in Sch. 40
Kapasitas	: 0,022474 liter/jam
Daya	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

15. TANGKI PENGENCERAN H_2SO_4 (M-124)

Fungsi : Mengencerkan H_2SO_4 96% menjadi 12%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 1,9749529 kg/jam = 4,353981 lb/jam

Waktu operasi : 1 jam

Densitas bahan : 1,0756 kg/L = 67,14971 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\textit{Rate} \text{ volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4{,}353981}{67{,}14971} = 0{,}06483991 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

[illegible]

[illegible]

Hunger . Abnormalities 11.0% [illegible]

Type : Hilfiker vogue. Jungen sauer was den tunnels [illegible] [illegible]

Now

Dasar Pertimbangan

Batas Bronchitis : Jaga diluncurkan dia 2.[illegible] [illegible] 1.[illegible]

Tipe pengadaan : Jawab [illegible] dipusatkan

Informasi dikumpulkan :

- [illegible] 0.[illegible]
- [illegible] 1.[illegible] pul
- [illegible] 1.[illegible]
- [illegible] 1.[illegible]

Finish mengalami sangat sebanyak 85% [illegible] sangat

Jika [illegible] : [illegible] [illegible] = [illegible] [illegible]

Warna operasi : [illegible]

Dentin [illegible] : [illegible] kg/[illegible] = [illegible] [illegible]

Jarak sangat : [illegible]

Sifat operasi : [illegible]

Tekanan operasi : [illegible] = [illegible] psi

Ferromagnetic Region

A. Fluorescein [illegible] Average (V.)

Rev. Absorbed (g) = [illegible] = [illegible] = [illegible] [illegible] psi

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 0{,}06483991\ ft^3$

$V_T = 0{,}08105\ ft^3$

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$$

$$0{,}08105 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3, \text{ dimana } Ls/Di = 1{,}5$$

$$0{,}08105 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 0{,}0601751\ ft^3$$

$$Di = 0{,}3918673\ ft = 4{,}702455\ in = 0{,}119443\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 0{,}3918673 = 0{,}58780095\ ft = 7{,}053683\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$0{,}06483991 = \left(\frac{\pi}{4} \times (0{,}3918673)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(0{,}3918673^3)$$

$$0{,}06483991 = 0{,}1205446\ L_{ls} + 0{,}005097$$

$$0{,}059743 = 0{,}1205446\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 0{,}4956098\ ft = 6{,}192917\ in$$

3. Bestimmung Volumen Tauglich (V1)

Anzahl Volumen tauglich (V1) = 400 , Volumen tauglich (V1)

$V_1 = V_{ges} - V_2$

$V_1 = 1000 - V_2 = 1000 - 0$

$V_1 = 0.00000$ %

4. Bestimmung Volumen Untauglich (V2)

Volumen untauglich = Volumen Gesamt - Volumen tauglich = Volumen nicht tauglich

V_{ges} tauglich $= \left(\frac{V_{ges}}{n} \right) \cdot \left(\frac{n-1}{n} \right) = 0.00000 \cdot 0.00000$ %

V_{ges} nicht tauglich $= \left(\frac{V_{ges}}{n} \right) \cdot \left(\frac{1}{n} \right) = 0.00000$ %

V_{ges} nicht tauglich $= 0.00000$ %

V_2 $= 0.00000 \cdot 0.00000$ %

V_2 $= 0.00000$ %

5. Bestimmung Tauglichkeitsgrad

$t_{ges} = t_1 \cdot V_1 = 0.00000 \cdot 0.00000 = 0.00000$ %

6. Bestimmung Tauglichkeitsgrad (t_1)

t_1 $= \left(\frac{t_{ges}}{V_1} \right) = 0.00000$ %

Gütemaßzahl $= \left(\frac{t_1}{t_{ges}} \right) \cdot 100 = 0.00000 \cdot 100$ (%)

$g_{Gütemaßzahl}$ $= 0.00000 \cdot 100 = 0.00000$

t_{ges} $= 0.00000$ %

t_1 $= 0.00000$ %

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ts} - 1)}{144} = \frac{67{,}14971 \times (0{,}4956098 - 1)}{144} = -0{,}2352059\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + (-0,2352059) = 14,46079 psia

= -0,2352059 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(-0{,}2352059)(4{,}702455)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(-0{,}2352059)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}062463\ in = 0{,}99941/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + (2 \times t_s) = 4{,}702455 + 2(3/16) = 5{,}07745537$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[21] :

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 12 - 2(3/16) = 11{,}625$ in

r = 12 in

icr = 3/4 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

$Ls_{baru} = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 11{,}625 = 17{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(-0{,}2352059)(11{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(-0{,}2352059)} + (1/16)$$

$$= 0{,}062339\ in = 0{,}997419/16\ in \approx 3/16\ in$$

F. Menentukan Tekanan Desain (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_w - 1)}{144} = \frac{(72{,}1497) \times (0{,}495\ldots - 1)}{144} = -0{,}2352\ldots\ psig$$

$$P\ desain = P\ operasi + P\ hidrostatis = 14{,}696 + (-0{,}2352\ldots) = 14{,}4609\ psig$$

$$= -0{,}2352\ldots\ psig$$

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times D_i}{2(f \times E - 0{,}6\ P_i)} + C = \frac{(-0{,}2352\ldots)(4{,}7024\ldots)}{2\left[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(-0{,}2352\ldots)\right]} + (1/16)$$

$$= 0{,}0624\ldots\ in = 0{,}9994\ldots/16 = 1/16\ in$$

Standardisasi Do :

$$Do = Di + (2 \times t_s) = 4{,}7024\ldots + (2 \times 1/16) = 4{,}8774\ldots\ in$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[10] :

$$Hdom = Do - 2t_s = 12 - 2(1/16) = 11{,}875\ in$$

$$r = 12\ in$$

$$icr = 3/4\ in$$

$$sf = 1.5 - 2 = 2$$

$$L_{dom} = 1.5 \times Hd = 1.5 \times 11{,}875 = 17{,}8125\ in$$

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$

$$= \frac{(0{,}885)(-0{,}2352\ldots)(11{,}875)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(-0{,}2352\ldots)} + (1/16)$$

$$= 0{,}0623\ldots\ in = 0{,}9974\ldots/16\ in = 1/16\ in$$

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{11,625}{2} = 5,8125$ in

AB $= a - icr = 5,8125 - 3/4 = 5,0625$ in

BC $= r - icr = 12 - 3/4 = 11,25$ in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(11,25)^2 - (5,0625)^2} = 10,04657$ in

b $= r - AC = 12 - 10,04657 = 1,953429$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 1,953429 + 2 = 4,140929$ in

H $= L_s + ha + hb = 17,4375 + 4,140929 + 4,140929 = 25,71936$ in

Perancangan Pengaduk

A. Menentukan Dimensi Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis *propeller* dengan 4 buah *baffle* (*four-blade paddle*)(Geankoplis 3rd Ed., tabel 3.4.1, hal. 144)[20].

Da $= 0,3$ Dt

C $= \frac{1}{3}$ Dt

W $= \frac{1}{5}$ Da

J $= \frac{1}{10}$ Dt

L $= \frac{1}{4}$ Da

Dimana :

Da = Diameter *Impeller*

Dt = Diameter Tangki

DI = [illegible] บาท/ชั่วโมง

DV = [illegible] บาท/ชั่วโมง

[illegible] :

$$F = \frac{4}{1} DV$$

$$T = \frac{10}{1} DV$$

$$M = \frac{2}{1} DV$$

$$C = \frac{3}{1} DI$$

$$DV = 0.3\ DI$$

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$H = F + DV + DF = 13.0132 + 4.140032 + 4.140032 = 32.310032\ \text{บาท}$$

$$DV = DP + DPS + B + AL = 3.18 + 1.022432 + 3 = 4.140032\ \text{บาท}$$

$$P = L - VC = 15 - 10.01021 = 1.022432\ \text{บาท}$$

$$VC = \underline{(RC)_A - (VB)_A} = \underline{(11.132) - (2.0832)_A} = 10.01021\ \text{บาท}$$

$$RC = L - DV = 15 - 3.87 = 11.132\ \text{บาท}$$

$$VB = B - DV = 2.8132 - 3.87 = 2.0832\ \text{บาท}$$

$$B = \frac{3}{DI} = \frac{3}{1.0832} = 2.8132\ \text{บาท}$$

[illegible]

C = Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki

W = Lebar *Impeller*

J = Lebar *Baffle*

L = Panjang *Impeller*

– Diameter *Impeller* :

$Da = 0,3 \times Dt = 0,3 \times 11,625 = 3,4875$ in $= 0,290622$ ft $= 0,088583$ m

– Jarak *Impeller* dengan Dasar Tangki :

$C = \frac{1}{3} \times Dt = \frac{1}{3} \times 11,625 = 35,875$ in $= 0,3229$ ft $= 0,098425$ m

– Lebar *Impeller* :

$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 3,4875 = 0,6975$ in $= 0,0581$ ft $= 0,017717$ m

– Lebar *Baffle* :

$J = \frac{1}{10} \times Dt = \frac{1}{10} \times 11,625 = 1,1625$ in $= 0,96874$ ft $= 0,029258$ m

– Panjang *Impeller* :

$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 3,4875 = 0,871875$ in $= 0,072656$ ft $= 0,022146$ m

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{0,4956098}{2 \times 0,290622^2} = 2,93395 \approx 3 \text{ buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = 1,0756 kg/L = 1075,6 kg/m^3

C = Jarak impeller dengan Dasar Tangki

W = Lebar impeller

J = Lebar Baffle

L = Panjang Impeller

- Diameter Impeller :

$Da = 0,3 \times Di = 0,3 \times 11,625 = 3,4875\ in = 0,290625\ ft = 0,088583\ m$

- Jarak Impeller dengan Dasar Tangki :

$$C = \frac{1}{3} \times Di = \frac{1}{3} \times 11,625 = 3,8750\ in = 0,32292\ ft = 0,098425\ m$$

- Lebar Impeller :

$$W = \frac{1}{5} \times Da = \frac{1}{5} \times 3,4875 = 0,6975\ in = 0,05813\ ft = 0,017717\ m$$

- Lebar Baffle :

$$J = \frac{1}{10} \times Di = \frac{1}{10} \times 11,625 = 1,1625\ in = 0,09688\ ft = 0,029525\ m$$

- Panjang Impeller :

$$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 3,4875 = 0,871875\ in = 0,072656\ ft = 0,022146\ m$$

B. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk (np)} = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 \times Da}$$

$$= \frac{0,405600\ ft}{2 \times 0,290625\ ft} = 2,09505 = 3\ \text{buah}$$

C. Menentukan Daya Pengaduk

Densitas (ρ) campuran = $1,0750\ kg/L = 1075,6\ kg/m^3$

Viskositas (μ) campuran = 6,1 cp = 0,0061 kg/m.s

Asumsi : kecepatan putar pengaduk (N) = 50 rpm = 0,8333 rps

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{0{,}088583^2 \times 0{,}8333 \times 1075{,}6}{0{,}0061} = 1153{,}02126$$

Dari Geankoplis 3rd Ed., fig. 3.4-3, hal. 145[20] diperoleh harga Np = 0,4

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^2 \times Da^5}$$

$$P = N_P \times \rho \times N^2 \times Da^5 = 0{,}4 \times 1075{,}6 \times (0{,}8333^2) \times (0{,}088583^5)$$

$$= 0{,}0016296 \text{ W} = 1{,}63\text{E-06 kW} = 4{,}97\text{E-07 hp}$$

Efisiensi motor (η) = 80% (Peter & Timmerhaus, fig 14-38, hal. 521)[22]

$$\textit{Power motor} = \frac{4{,}97\text{E-07}}{0{,}80}$$

$$= 6{,}21\text{E-07 hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 20% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

P yang dibutuhkan = (0,1 + 0,2)P + P

= (0,1 + 0,2)(6,21E-07) + 6,21E-07

= 8,07E-07 hp ≈ 1 hp

Vakuoles (2) compromises = [illegible] kp = [illegible] kg max

Annual : Production pulse periodique (kN) = 30 mm = [illegible] mm

$$m_{vl} = \frac{Ia' \times 3 \times p}{g} = \frac{[illegible] \times [illegible] \times 10^{3}}{[illegible]} = [illegible]$$

Our Coefficient 3^{e} Ma. kp [illegible] bar. 1.45^{2} diagonale barre kp = [illegible]

$$Op = \frac{P}{p \times N \times Ia'}$$

$$P = N_{1} \times p \times Ia' = 0.1 \quad 10^{3} \times [illegible] \times [illegible]^{2} = [illegible]$$

$$= [illegible] \times [illegible] = [illegible] \text{ daN}$$

Efforts max = [illegible] kN

$$Pour\ ce\ module = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

$$= [illegible] \text{ kp}$$

Boulonnage-boulonnage dans :

- Cette force [illegible] une pale prise sur [illegible] diagonale. [illegible] dans deux mesure.
- Transmission Poser [illegible] [illegible] sur une [illegible] diagonale [illegible] dans deux mesure.

Boulonnage deux [illegible] diagonales

P [illegible] diagonale = [illegible] + [illegible] = P

$$= [illegible] + [illegible] = [illegible]$$

$$= [illegible] \text{ kp} = 1 \text{ kp}$$

D. Menentukan Poros Pengaduk

Diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{\pi . S . D^2}{16}$$ (Hesse, Pers.16.1, hal. 465)[26]

Dimana :

T = momen punter = $\frac{63025 \times H}{N}$

H = daya motor pada poros = 9 hp

N = putaran pengaduk = 50 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{50} = 11344{,}5 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1, hal. 467, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020 mengandung karbon 20% dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design *sheering stress* yang diujikan

S = 20% × 36000 lb/in^2 = 7200 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{16 \times 11344{,}5}{3{,}14 \times 7200}\right)^{1/2} = 2{,}833489 \text{ in} = 0{,}236122 \text{ ft}$$

Panjang poros pengaduk :

$$L = h + l - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros pengaduk

[illegible] = [illegible] tonne [illegible]

[illegible]:

[illegible]

[illegible] tonne [illegible]

$$= \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \right) = [illegible]$$

$$[illegible] = \left(\frac{[illegible]}{[illegible]} \right)$$

[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] (1):

[illegible] = [illegible] [illegible]

[illegible] = [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]:

[illegible] = [illegible] = [illegible]

[illegible] = [illegible] = [illegible]

[illegible] = [illegible] = $\frac{[illegible]}{[illegible]}$

[illegible]:

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible] [illegible]:

[illegible] [illegible] [illegible]

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 21,57843 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 0,871875 in

Zi = jarak *impeller* dari dasar tangki = 3,875 in

Jadi, panjang poros pengaduk :

L = (21,57843 + 0,871875) – 3,875

= 18,5753 in = 1,547926 ft

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki pengenceran H_2SO_4

Fungsi : Mengencerkan H_2SO_4 96% menjadi 12%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 0,06483991 ft^3
- Di (diameter dalam) = 11,625 in
- Do (diameter luar) = 12 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 4,140929 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 4,140929 in
- H (tinggi tangki) = 25,71936 in

h = tinggi silinder = tinggi tutup atas = 11,27843 in

t = penjang pipa dinas bagian tangki = 0,8721875 in

Δt = jarak ingsutter dari dasar tangki = 3,875 in

Jadi, panjang pipa pengunduh :

L = (2) 3,27843 + 0,8721875) + 3,875

= 18,3723 in = 1,5477020 ft

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki penggenceran H_2SO_4

Fungsi : Menggencerkan H_2SO_4 96% menjadi 1,2%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical dished head*

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 0,0048399 ft^3
- D_i (diameter dalam) = 11,025 in
- D_o (diameter luar) = 12 in
- r_c (jari-jari silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
- t_{hs} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_s (tinggi tutup atas) = 4,140629 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 4,140629 in
- H (tinggi tangki) = 25,71875 in

Dimensi pengaduk :

- Tipe = *Four-blade paddles*
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 3 buah
- N (putaran) = 50 rpm
- P (power pengaduk) = 1 hp
- Da (diameter *impeller*) = 3,4875 in
- C (jarak *impeller*) = 3,875 in
- W (lebar *impeller*) = 0,6975 in
- J (lebar *baffle*) = 1,1625 in
- L (panjang *impeller*) = 0,8718 in
- Diameter poros *impeller* = 2,8334 in
- Panjang poros *impeller* = 18,5753 in

16. POMPA SENTRIFUGAL PENGENCERAN H_2SO_4 (L-125)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 12% dari tangki pengenceran ke tangki starter dan fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 25 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 4,353981 lb/jam

Densitas bahan : 67,149708 lb/ft^3

Viskositas bahan : 6,1 cp = 0,004099 lb/ft s

Allowable power : 0.1 db = 0.0011650 (kW) 2

Transmitter power : 0.1166308 (kW)

Power power loss : 0.0022681 db (km)

Transmission power

Type : Omnidirectional

Gain : 22 dbdp

Height : 20 (m) (Ref: [1]) (Ref: [2]) (Ref: [3])

10. ROAD SIGNALING BENCHMARK (R-152)

Height : Accordingly: [1]Ref: [1]Ref: [2]Ref: [3]Ref: [4] Ref: [5] Ref: [6] Ref: [7] Ref: [8] Ref: [9] Ref: [10] Ref: [11] Ref: [12] Ref: [13] Ref: [14] Ref: [15] Ref: [16] Ref: [17] Ref: [18] Ref: [19] Ref: [20] Ref: [21] Ref: [22] Ref: [23] Ref: [24] Ref: [25] Ref: [26] Ref: [27] Ref: [28] Ref: [29] Ref: [30] Ref: [31] Ref: [32] Ref: [33] Ref: [34] Ref: [35] Ref: [36] Ref: [37] Ref: [38] Ref: [39] Ref: [40] Ref: [41] Ref: [42] Ref: [43] Ref: [44] Ref: [45] Ref: [46] Ref: [47] Ref: [48] Ref: [49] Ref: [50] Ref: [51] Ref: [52] Ref: [53] Ref: [54] Ref: [55] Ref: [56] Ref: [57] Ref: [58] Ref: [59] Ref: [60] Ref: [61] Ref: [62] Ref: [63] Ref: [64] Ref: [65] Ref: [66] Ref: [67] Ref: [68] Ref: [69] Ref: [70] Ref: [71] Ref: [72] Ref: [73] Ref: [74] Ref: [75] Ref: [76] Ref: [77] Ref: [78] Ref: [79] Ref: [80] Ref: [81] Ref: [82] Ref: [83] Ref: [84] Ref: [85] Ref: [86] Ref: [87] Ref: [88] Ref: [89] Ref: [90] Ref: [91] Ref: [92] Ref: [93] Ref: [94] Ref: [95] Ref: [96] Ref: [97] Ref: [98] Ref: [99] Ref: [100] Ref: [101] Ref: [102] Ref: [103] Ref: [104] Ref: [105] Ref: [106] Ref: [107] Ref: [108] Ref: [109] Ref: [110] Ref: [111] Ref: [112] Ref: [113] Ref: [114] Ref: [115] Ref: [116] Ref: [117] Ref: [118] Ref: [119] Ref: [120] Ref: [121] Ref: [122] Ref: [123] Ref: [124] Ref: [125] Ref: [126] Ref: [127] Ref: [128] Ref: [129] Ref: [130] Ref: [131] Ref: [132] Ref: [133] Ref: [134] Ref: [135] Ref: [136] Ref: [137] Ref: [138] Ref: [139] Ref: [140] Ref: [141] Ref: [142] Ref: [143] Ref: [144] Ref: [145] Ref: [146] Ref: [147] Ref: [148] Ref: [149] Ref: [150] Ref: [151] Ref: [152] Ref: [153] Ref: [154] Ref: [155] Ref: [156] Ref: [157] Ref: [158] Ref: [159] Ref: [160] Ref: [161] Ref: [162] Ref: [163] Ref: [164] Ref: [165] Ref: [166] Ref: [167] Ref: [168] Ref: [169] Ref: [170] Ref: [171] Ref: [172] Ref: [173] Ref: [174] Ref: [175] Ref: [176] Ref: [177] Ref: [178] Ref: [179] Ref: [180] Ref: [181] Ref: [182] Ref: [183] Ref: [184] Ref: [185] Ref: [186] Ref: [187] Ref: [188] Ref: [189] Ref: [190] Ref: [191] Ref: [192] Ref: [193] Ref: [194] Ref: [195] Ref: [196] Ref: [197] Ref: [198] Ref: [199] Ref: [200] Ref: [201] Ref: [202] Ref: [203] Ref: [204] Ref: [205] Ref: [206] Ref: [207] Ref: [208] Ref: [209] Ref: [210] Ref: [211] Ref: [212] Ref: [213] Ref: [214] Ref: [215] Ref: [216] Ref: [217] Ref: [218] Ref: [219] Ref: [220] Ref: [221] Ref: [222] Ref: [223] Ref: [224] Ref: [225] Ref: [226] Ref: [227] Ref: [228] Ref: [229] Ref: [230] Ref: [231] Ref: [232] Ref: [233] Ref: [234] Ref: [235] Ref: [236] Ref: [237] Ref: [238] Ref: [239] Ref: [240] Ref: [241] Ref: [242] Ref: [243] Ref: [244] Ref: [245] Ref: [246] Ref: [247] Ref: [248] Ref: [249] Ref: [250] Ref: [251] Ref: [252] Ref: [253] Ref: [254] Ref: [255] Ref: [256] Ref: [257] Ref: [258] Ref: [259] Ref: [260] Ref: [261] Ref: [262] Ref: [263] Ref: [264] Ref: [265] Ref: [266] Ref: [267] Ref: [268] Ref: [269] Ref: [270] Ref: [271] Ref: [272] Ref: [273] Ref: [274] Ref: [275] Ref: [276] Ref: [277] Ref: [278] Ref: [279] Ref: [280] Ref: [281] Ref: [282] Ref: [283] Ref: [284] Ref: [285] Ref: [286] Ref: [287] Ref: [288] Ref: [289] Ref: [290] Ref: [291] Ref: [292] Ref: [293] Ref: [294] Ref: [295] Ref: [296] Ref: [297] Ref: [298] Ref: [299] Ref: [300] Ref: [301] Ref: [302] Ref: [303] Ref: [304] Ref: [305] Ref: [306] Ref: [307] Ref: [308] Ref: [309] Ref: [310] Ref: [311] Ref: [312] Ref: [313] Ref: [314] Ref: [315] Ref: [316] Ref: [317] Ref: [318] Ref: [319] Ref: [320] Ref: [321] Ref: [322] Ref: [323] Ref: [324] Ref: [325] Ref: [326] Ref: [327] Ref: [328] Ref: [329] Ref: [330] Ref: [331] Ref: [332] Ref: [333] Ref: [334] Ref: [335] Ref: [336] Ref: [337] Ref: [338] Ref: [339] Ref: [340] Ref: [341] Ref: [342] Ref: [343] Ref: [344] Ref: [345] Ref: [346] Ref: [347] Ref: [348] Ref: [349] Ref: [350] Ref: [351] Ref: [352] Ref: [353] Ref: [354] Ref: [355] Ref: [356] Ref: [357] Ref: [358] Ref: [359] Ref: [360] Ref: [361] Ref: [362] Ref: [363] Ref: [364] Ref: [365] Ref: [366] Ref: [367] Ref: [368] Ref: [369] Ref: [370] Ref: [371] Ref: [372] Ref: [373] Ref: [374] Ref: [375] Ref: [376] Ref: [377] Ref: [378] Ref: [379] Ref: [380] Ref: [381] Ref: [382] Ref: [383] Ref: [384] Ref: [385] Ref: [386] Ref: [387] Ref: [388] Ref: [389] Ref: [390] Ref: [391] Ref: [392] Ref: [393] Ref: [394] Ref: [395] Ref: [396] Ref: [397] Ref: [398] Ref: [399] Ref: [400] Ref: [401] Ref: [402] Ref: [403] Ref: [404] Ref: [405] Ref: [406] Ref: [407] Ref: [408] Ref: [409] Ref: [410] Ref: [411] Ref: [412] Ref: [413] Ref: [414] Ref: [415] Ref: [416] Ref: [417] Ref: [418] Ref: [419] Ref: [420] Ref: [421] Ref: [422] Ref: [423] Ref: [424] Ref: [425] Ref: [426] Ref: [427] Ref: [428] Ref: [429] Ref: [430] Ref: [431] Ref: [432] Ref: [433] Ref: [434] Ref: [435] Ref: [436] Ref: [437] Ref: [438] Ref: [439] Ref: [440] Ref: [441] Ref: [442] Ref: [443] Ref: [444] Ref: [445] Ref: [446] Ref: [447] Ref: [448] Ref: [449] Ref: [450] Ref: [451] Ref: [452] Ref: [453] Ref: [454] Ref: [455] Ref: [456] Ref: [457] Ref: [458] Ref: [459] Ref: [460] Ref: [461] Ref: [462] Ref: [463] Ref: [464] Ref: [465] Ref: [466] Ref: [467] Ref: [468] Ref: [469] Ref: [470] Ref: [471] Ref: [472] Ref: [473] Ref: [474] Ref: [475] Ref: [476] Ref: [477] Ref: [478] Ref: [479] Ref: [480] Ref: [481] Ref: [482] Ref: [483] Ref: [484] Ref: [485] Ref: [486] Ref: [487] Ref: [488] Ref: [489] Ref: [490] Ref: [491] Ref: [492] Ref: [493] Ref: [494] Ref: [495] Ref: [496] Ref: [497] Ref: [498] Ref: [499] Ref: [500] Ref: [501] Ref: [502] Ref: [503] Ref: [504] Ref: [505] Ref: [506] Ref: [507] Ref: [508] Ref: [509] Ref: [510] Ref: [511] Ref: [512] Ref: [513] Ref: [514] Ref: [515] Ref: [516] Ref: [517] Ref: [518] Ref: [519] Ref: [520] Ref: [521] Ref: [522] Ref: [523] Ref: [524] Ref: [525] Ref: [526] Ref: [527] Ref: [528] Ref: [529] Ref: [530] Ref: [531] Ref: [532] Ref: [533] Ref: [534] Ref: [535] Ref: [536] Ref: [537] Ref: [538] Ref: [539] Ref: [540] Ref: [541] Ref: [542] Ref: [543] Ref: [544] Ref: [545] Ref: [546] Ref: [547] Ref: [548] Ref: [549] Ref: [550] Ref: [551] Ref: [552] Ref: [553] Ref: [554] Ref: [555] Ref: [556] Ref: [557] Ref: [558] Ref: [559] Ref: [560] Ref: [561] Ref: [562] Ref: [563] Ref: [564] Ref: [565] Ref: [566] Ref: [567] Ref: [568] Ref: [569] Ref: [570] Ref: [571] Ref: [572] Ref: [573] Ref: [574] Ref: [575] Ref: [576] Ref: [577] Ref: [578] Ref: [579] Ref: [580] Ref: [581] Ref: [582] Ref: [583] Ref: [584] Ref: [585] Ref: [586] Ref: [587] Ref: [588] Ref: [589] Ref: [590] Ref: [591] Ref: [592] Ref: [593] Ref: [594] Ref: [595] Ref: [596] Ref: [597] Ref: [598] Ref: [599] Ref: [600] Ref: [601] Ref: [602] Ref: [603] Ref: [604] Ref: [605] Ref: [606] Ref: [607] Ref: [608] Ref: [609] Ref: [610] Ref: [611] Ref: [612] Ref: [613] Ref: [614] Ref: [615] Ref: [616] Ref: [617] Ref: [618] Ref: [619] Ref: [620] Ref: [621] Ref: [622] Ref: [623] Ref: [624] Ref: [625] Ref: [626] Ref: [627] Ref: [628] Ref: [629] Ref: [630] Ref: [631] Ref: [632] Ref: [633] Ref: [634] Ref: [635] Ref: [636] Ref: [637] Ref: [638] Ref: [639] Ref: [640] Ref: [641] Ref: [642] Ref: [643] Ref: [644] Ref: [645] Ref: [646] Ref: [647] Ref: [648] Ref: [649] Ref: [650] Ref: [651] Ref: [652] Ref: [653] Ref: [654] Ref: [655] Ref: [656] Ref: [657] Ref: [658] Ref: [659] Ref: [660] Ref: [661] Ref: [662] Ref: [663] Ref: [664] Ref: [665] Ref: [666] Ref: [667] Ref: [668] Ref: [669] Ref: [670] Ref: [671] Ref: [672] Ref: [673] Ref: [674] Ref: [675] Ref: [676] Ref: [677] Ref: [678] Ref: [679] Ref: [680] Ref: [681] Ref: [682] Ref: [683] Ref: [684] Ref: [685] Ref: [686] Ref: [687] Ref: [688] Ref: [689] Ref: [690] Ref: [691] Ref: [692] Ref: [693] Ref: [694] Ref: [695] Ref: [696] Ref: [697] Ref: [698] Ref: [699] Ref: [700] Ref: [701] Ref: [702] Ref: [703] Ref: [704] Ref: [705] Ref: [706] Ref: [707] Ref: [708] Ref: [709] Ref: [710] Ref: [711] Ref: [712] Ref: [713] Ref: [714] Ref: [715] Ref: [716] Ref: [717] Ref: [718] Ref: [719] Ref: [720] Ref: [721] Ref: [722] Ref: [723] Ref: [724] Ref: [725] Ref: [726] Ref: [727] Ref: [728] Ref: [729] Ref: [730] Ref: [731] Ref: [732] Ref: [733] Ref: [734] Ref: [735] Ref: [736] Ref: [737] Ref: [738] Ref: [739] Ref: [740] Ref: [741] Ref: [742] Ref: [743] Ref: [744] Ref: [745] Ref: [746] Ref: [747] Ref: [748] Ref: [749] Ref: [750] Ref: [751] Ref: [752] Ref: [753] Ref: [754] Ref: [755] Ref: [756] Ref: [757] Ref: [758] Ref: [759] Ref: [760] Ref: [761] Ref: [762] Ref: [763] Ref: [764] Ref: [765] Ref: [766] Ref: [767] Ref: [768] Ref: [769] Ref: [770] Ref: [771] Ref: [772] Ref: [773] Ref: [774] Ref: [775] Ref: [776] Ref: [777] Ref: [778] Ref: [779] Ref: [780] Ref: [781] Ref: [782] Ref: [783] Ref: [784] Ref: [785] Ref: [786] Ref: [787] Ref: [788] Ref: [789] Ref: [790] Ref: [791] Ref: [792] Ref: [793] Ref: [794] Ref: [795] Ref: [796] Ref: [797] Ref: [798] Ref: [799] Ref: [800] Ref: [801] Ref: [802] Ref: [803] Ref: [804] Ref: [805] Ref: [806] Ref: [807] Ref: [808] Ref: [809] Ref: [810] Ref: [811] Ref: [812] Ref: [813] Ref: [814] Ref: [815] Ref: [816] Ref: [817] Ref: [818] Ref: [819] Ref: [820] Ref: [821] Ref: [822] Ref: [823] Ref: [824] Ref: [825] Ref: [826] Ref: [827] Ref: [828] Ref: [829] Ref: [830] Ref: [831] Ref: [832] Ref: [833] Ref: [834] Ref: [835] Ref: [836] Ref: [837] Ref: [838] Ref: [839] Ref: [840] Ref: [841] Ref: [842] Ref: [843] Ref: [844] Ref: [845] Ref: [846] Ref: [847] Ref: [848] Ref: [849] Ref: [850] Ref: [851] Ref: [852] Ref: [853] Ref: [854] Ref: [855] Ref: [856] Ref: [857] Ref: [858] Ref: [859] Ref: [860] Ref: [861] Ref: [862] Ref: [863] Ref: [864] Ref: [865] Ref: [866] Ref: [867] Ref: [868] Ref: [869] Ref: [870] Ref: [871] Ref: [872] Ref: [873] Ref: [874] Ref: [875] Ref: [876] Ref: [877] Ref: [878] Ref: [879] Ref: [880] Ref: [881] Ref: [882] Ref: [883] Ref: [884] Ref: [885] Ref: [886] Ref: [887] Ref: [888] Ref: [889] Ref: [890] Ref: [891] Ref: [892] Ref: [893] Ref: [894] Ref: [895] Ref: [896] Ref: [897] Ref: [898] Ref: [899] Ref: [900] Ref: [901] Ref: [902] Ref: [903] Ref: [904] Ref: [905] Ref: [906] Ref: [907] Ref: [908] Ref: [909] Ref: [910] Ref: [911] Ref: [912] Ref: [913] Ref: [914] Ref: [915] Ref: [916] Ref: [917] Ref: [918] Ref: [919] Ref: [920] Ref: [921] Ref: [922] Ref: [923] Ref: [924] Ref: [925] Ref: [926] Ref: [927] Ref: [928] Ref: [929] Ref: [930] Ref: [931] Ref: [932] Ref: [933] Ref: [934] Ref: [935] Ref: [936] Ref: [937] Ref: [938] Ref: [939] Ref: [940] Ref: [941] Ref: [942] Ref: [943] Ref: [944] Ref: [945] Ref: [946] Ref: [947] Ref: [948] Ref: [949] Ref: [950] Ref: [951] Ref: [952] Ref: [953] Ref: [954] Ref: [955] Ref: [956] Ref: [957] Ref: [958] Ref: [959] Ref: [960] Ref: [961] Ref: [962] Ref: [963] Ref: [964] Ref: [965] Ref: [966] Ref: [967] Ref: [968] Ref: [969] Ref: [970] Ref: [971] Ref: [972] Ref: [973] Ref: [974] Ref: [975] Ref: [976] Ref: [977] Ref: [978] Ref: [979] Ref: [980] Ref: [981] Ref: [982] Ref: [983] Ref: [984] Ref: [985] Ref: [986] Ref: [987] Ref: [988] Ref: [989] Ref: [990] Ref: [991] Ref: [992] Ref: [993] Ref: [994] Ref: [995] Ref: [996] Ref: [997] Ref: [998] Ref: [999] Ref: [1000]

Height : Accordingly: [1]Ref: [1]Ref: [2]Ref: [3]Ref: [4] Ref: [5] Ref: [6] Ref: [7] Ref: [8] Ref: [9] Ref: [10] Ref: [11] Ref: [12] Ref: [13] Ref: [14] Ref: [15] Ref: [16] Ref: [17] Ref: [18] Ref: [19] Ref: [20] Ref: [21] Ref: [22] Ref: [23] Ref: [24] Ref: [25] Ref: [26] Ref: [27] Ref: [28] Ref: [29] Ref: [30] Ref: [31] Ref: [32] Ref: [33] Ref: [34] Ref: [35] Ref: [36] Ref: [37] Ref: [38] Ref: [39] Ref: [40] Ref: [41] Ref: [42] Ref: [43] Ref: [44] Ref: [45] Ref: [46] Ref: [47] Ref: [48] Ref: [49] Ref: [50] Ref: [51] Ref: [52] Ref: [53] Ref: [54] Ref: [55] Ref: [56] Ref: [57] Ref: [58] Ref: [59] Ref: [60] Ref: [61] Ref: [62] Ref: [63] Ref: [64] Ref: [65] Ref: [66] Ref: [67] Ref: [68] Ref: [69] Ref: [70] Ref: [71] Ref: [72] Ref: [73] Ref: [74] Ref: [75] Ref: [76] Ref: [77] Ref: [78] Ref: [79] Ref: [80] Ref: [81] Ref: [82] Ref: [83] Ref: [84] Ref: [85] Ref: [86] Ref: [87] Ref: [88] Ref: [89] Ref: [90] Ref: [91] Ref: [92] Ref: [93] Ref: [94] Ref: [95] Ref: [96] Ref: [97] Ref: [98] Ref: [99] Ref: [100] Ref: [101] Ref: [102] Ref: [103] Ref: [104] Ref: [105] Ref: [106] Ref: [107] Ref: [108] Ref: [109] Ref: [110] Ref: [111] Ref: [112] Ref: [113] Ref: [114] Ref: [115] Ref: [116] Ref: [117] Ref: [118] Ref: [119] Ref: [120] Ref: [121] Ref: [122] Ref: [123] Ref: [124] Ref: [125] Ref: [126] Ref: [127] Ref: [128] Ref: [129] Ref: [130] Ref: [131] Ref: [132] Ref: [133] Ref: [134] Ref: [135] Ref: [136] Ref: [137] Ref: [138] Ref: [139] Ref: [140] Ref: [141] Ref: [142] Ref: [143] Ref: [144] Ref: [145] Ref: [146] Ref: [147] Ref: [148] Ref: [149] Ref: [150] Ref: [151] Ref: [152] Ref: [153] Ref: [154] Ref: [155] Ref: [156] Ref: [157] Ref: [158] Ref: [159] Ref: [160] Ref: [161] Ref: [162] Ref: [163] Ref: [164] Ref: [165] Ref: [166] Ref: [167] Ref: [168] Ref: [169] Ref: [170] Ref: [171] Ref: [172] Ref: [173] Ref: [174] Ref: [175] Ref: [176] Ref: [177] Ref: [178] Ref: [179] Ref: [180] Ref: [181] Ref: [182] Ref: [183] Ref: [184] Ref: [185] Ref: [186] Ref: [187] Ref: [188] Ref: [189] Ref: [190] Ref: [191] Ref: [192] Ref: [193] Ref: [194] Ref: [195] Ref: [196] Ref: [197] Ref: [198] Ref: [199] Ref: [200] Ref: [201] Ref: [202] Ref: [203] Ref: [204] Ref: [205] Ref: [206] Ref: [207] Ref: [208] Ref: [209] Ref: [210] Ref: [211] Ref: [212] Ref: [213] Ref: [214] Ref: [215] Ref: [216] Ref: [217] Ref: [218] Ref: [219] Ref: [220] Ref: [221] Ref: [222] Ref: [223] Ref: [224] Ref: [225] Ref: [226] Ref: [227] Ref: [228] Ref: [229] Ref: [230] Ref: [231] Ref: [232] Ref: [233] Ref: [234] Ref: [235] Ref: [236] Ref: [237] Ref: [238] Ref: [239] Ref: [240] Ref: [241] Ref: [242] Ref: [243] Ref: [244] Ref: [245] Ref: [246] Ref: [247] Ref: [248] Ref: [249] Ref: [250] Ref: [251] Ref: [252] Ref: [253] Ref: [254] Ref: [255] Ref: [256] Ref: [257] Ref: [258] Ref: [259] Ref: [260] Ref: [261] Ref: [262] Ref: [263] Ref: [264] Ref: [265] Ref: [266] Ref: [267] Ref: [268] Ref: [269] Ref: [270] Ref: [271] Ref: [272] Ref: [273] Ref: [274] Ref: [275] Ref: [276] Ref: [277] Ref: [278] Ref: [279] Ref: [280] Ref: [281] Ref: [282] Ref: [283] Ref: [284] Ref: [285] Ref: [286] Ref: [287] Ref: [288] Ref: [289] Ref: [290] Ref: [291] Ref: [292] Ref: [293] Ref: [294] Ref: [295] Ref: [296] Ref: [297] Ref: [298] Ref: [299] Ref: [300] Ref: [301] Ref: [302] Ref: [303] Ref: [304] Ref: [305] Ref: [306] Ref: [307] Ref: [308] Ref: [309] Ref: [310] Ref: [311] Ref: [312] Ref: [313] Ref: [314] Ref: [315] Ref: [316] Ref: [317] Ref: [318] Ref: [319] Ref: [320] Ref: [321] Ref: [322] Ref: [323] Ref: [324] Ref: [325] Ref: [326] Ref: [327] Ref: [328] Ref: [329] Ref: [330] Ref: [331] Ref: [332] Ref: [333] Ref: [334] Ref: [335] Ref: [336] Ref: [337] Ref: [338] Ref: [339] Ref: [340] Ref: [341] Ref: [342] Ref: [343] Ref: [344] Ref: [345] Ref: [346] Ref: [347] Ref: [348] Ref: [349] Ref: [350] Ref: [351] Ref: [352] Ref: [353] Ref: [354] Ref: [355] Ref: [356] Ref: [357] Ref: [358] Ref: [359] Ref: [360] Ref: [361] Ref: [362] Ref: [363] Ref: [364] Ref: [365] Ref: [366] Ref: [367] Ref: [368] Ref: [369] Ref: [370] Ref: [371] Ref: [372] Ref: [373] Ref: [374] Ref: [375] Ref: [376] Ref: [377] Ref: [378] Ref: [379] Ref: [380] Ref: [381] Ref: [382] Ref: [383] Ref: [384] Ref: [385] Ref: [386] Ref: [387] Ref: [388] Ref: [389] Ref: [390] Ref: [391] Ref: [392] Ref: [393] Ref: [394] Ref: [395] Ref: [396] Ref: [397] Ref: [398] Ref: [399] Ref: [400] Ref: [401] Ref: [402] Ref: [403] Ref: [404] Ref: [405] Ref: [406] Ref: [407] Ref: [408] Ref: [409] Ref: [410] Ref: [411] Ref: [412] Ref: [413] Ref: [414] Ref: [415] Ref: [416] Ref: [417] Ref: [418] Ref: [419] Ref: [420] Ref: [421] Ref: [422] Ref: [423] Ref: [424] Ref: [425] Ref: [426] Ref: [427] Ref: [428] Ref: [429] Ref: [430] Ref: [431] Ref: [432] Ref: [433] Ref: [434] Ref: [435] Ref: [436] Ref: [437] Ref: [438] Ref: [439] Ref: [440] Ref: [441] Ref: [442] Ref: [443] Ref: [444] Ref: [445] Ref: [446] Ref: [447] Ref: [448] Ref: [449] Ref: [450] Ref: [451] Ref: [452] Ref: [453] Ref: [454] Ref: [455] Ref: [456] Ref: [457] Ref: [458] Ref: [459] Ref: [460] Ref: [461] Ref: [462] Ref: [463] Ref: [464] Ref: [465] Ref: [466] Ref: [467] Ref: [468] Ref: [469] Ref: [470] Ref: [471] Ref: [472] Ref: [473] Ref: [474] Ref: [475] Ref: [476] Ref: [477] Ref: [478] Ref: [479] Ref: [480] Ref: [481] Ref: [482] Ref: [483] Ref: [484] Ref: [485] Ref: [486] Ref: [487] Ref: [488] Ref: [489] Ref: [490] Ref: [491] Ref: [492] Ref: [493] Ref: [494] Ref: [495] Ref: [496] Ref: [497] Ref: [498] Ref: [499] Ref: [500] Ref: [501] Ref: [502] Ref: [503] Ref: [504] Ref: [505] Ref: [506] Ref: [507] Ref: [508] Ref: [509] Ref: [510] Ref: [511] Ref: [512] Ref: [513] Ref: [514] Ref: [515] Ref: [516] Ref: [517] Ref: [518] Ref: [519] Ref: [520] Ref: [521] Ref: [522] Ref: [523] Ref: [524] Ref: [525] Ref: [526] Ref: [527] Ref: [528] Ref: [529] Ref: [530] Ref: [531] Ref: [532] Ref: [533] Ref: [534] Ref: [535] Ref: [536] Ref: [537] Ref: [538] Ref: [539] Ref: [540] Ref: [541] Ref: [542] Ref: [543] Ref: [544] Ref: [545] Ref: [546] Ref: [547] Ref: [548] Ref: [549] Ref: [550] Ref: [551] Ref: [552] Ref: [553] Ref: [554] Ref: [555] Ref: [556] Ref: [557] Ref: [558] Ref: [559] Ref: [560] Ref: [561] Ref: [562] Ref: [563] Ref: [564] Ref: [565] Ref: [566] Ref: [567] Ref: [568] Ref: [569] Ref: [570] Ref: [571] Ref: [572] Ref: [573] Ref: [574] Ref: [575] Ref: [576] Ref: [577] Ref: [578] Ref: [579] Ref: [580] Ref: [581] Ref: [582] Ref: [583] Ref: [584] Ref: [585] Ref: [586] Ref: [587] Ref: [588] Ref: [589] Ref: [590] Ref: [591] Ref: [592] Ref: [593] Ref: [594] Ref: [595] Ref: [596] Ref: [597] Ref: [598] Ref: [599] Ref: [600] Ref: [601] Ref: [602] Ref: [603] Ref: [604] Ref: [605] Ref: [606] Ref: [607] Ref: [608] Ref: [609] Ref: [610] Ref: [611] Ref: [612] Ref: [613] Ref: [614] Ref: [615] Ref: [616] Ref: [617] Ref: [618] Ref: [619] Ref: [620] Ref: [621] Ref: [622] Ref: [623] Ref: [624] Ref: [625] Ref: [626] Ref: [627] Ref: [628] Ref: [629] Ref: [630] Ref: [631] Ref: [632] Ref: [633] Ref: [634] Ref: [635] Ref: [636] Ref: [637] Ref: [638] Ref: [639] Ref: [640] Ref: [641] Ref: [642] Ref: [643] Ref: [644] Ref: [645] Ref: [646] Ref: [647] Ref: [648] Ref: [649] Ref: [650] Ref: [651] Ref: [652] Ref: [653] Ref: [654] Ref: [655] Ref: [656] Ref: [657] Ref: [658] Ref: [659] Ref: [660] Ref: [661] Ref: [662] Ref: [663] Ref: [664] Ref: [665] Ref: [666] Ref: [667] Ref: [668] Ref: [669] Ref: [670] Ref: [671] Ref: [672] Ref: [673] Ref: [674] Ref: [675] Ref: [676] Ref: [677] Ref: [678] Ref: [679] Ref: [680] Ref: [681] Ref: [682] Ref: [683] Ref: [684] Ref: [685] Ref: [686] Ref: [687] Ref: [688] Ref: [689] Ref: [690] Ref: [691] Ref: [692] Ref: [693] Ref: [694] Ref: [695] Ref: [696] Ref: [697] Ref: [698] Ref: [699] Ref: [700] Ref: [701] Ref: [702] Ref: [703] Ref: [704] Ref: [705] Ref: [706] Ref: [707] Ref: [708] Ref: [709] Ref: [710] Ref: [711] Ref: [712] Ref: [713] Ref: [714] Ref: [715] Ref: [716] Ref: [717] Ref: [718] Ref: [719] Ref: [720] Ref: [721] Ref: [722] Ref: [723] Ref: [724] Ref: [725] Ref: [726] Ref: [727] Ref: [728] Ref: [729] Ref: [730] Ref: [731] Ref: [732] Ref: [733] Ref: [734] Ref: [735] Ref: [736] Ref: [737] Ref: [738] Ref: [739] Ref: [740] Ref: [741] Ref: [742] Ref: [743] Ref: [744] Ref: [745] Ref: [746] Ref: [747] Ref: [748] Ref: [749] Ref: [750] Ref: [751] Ref: [752] Ref: [753] Ref: [754] Ref: [755] Ref: [756] Ref: [757] Ref: [758] Ref: [759] Ref: [760] Ref: [761] Ref: [762] Ref: [763] Ref: [764] Ref: [765] Ref: [766] Ref: [767] Ref: [768] Ref: [769] Ref: [770] Ref: [771] Ref: [772] Ref: [773] Ref: [774] Ref: [775] Ref: [776] Ref: [777] Ref: [778] Ref: [779] Ref: [780] Ref: [781] Ref: [782] Ref: [783] Ref: [784] Ref: [785] Ref: [786] Ref: [787] Ref: [788] Ref: [789] Ref: [790] Ref: [791] Ref: [792] Ref: [793] Ref: [794] Ref: [795] Ref: [796] Ref: [797] Ref: [798] Ref: [799] Ref: [800] Ref: [801] Ref: [802] Ref: [803] Ref: [804] Ref: [805] Ref: [806] Ref: [807] Ref: [808] Ref: [809] Ref: [810] Ref: [811] Ref: [812] Ref: [813] Ref: [814] Ref: [815] Ref: [816] Ref: [817] Ref: [818] Ref: [819] Ref: [820] Ref: [821] Ref: [822] Ref: [823] Ref: [824] Ref: [825] Ref: [826] Ref: [827] Ref: [828] Ref: [829] Ref: [830] Ref: [831] Ref: [832] Ref: [833] Ref: [834] Ref: [835] Ref: [836] Ref: [837] Ref: [838] Ref: [839] Ref: [840] Ref: [841] Ref: [842] Ref: [843] Ref: [844] Ref: [845] Ref: [846] Ref: [847] Ref: [848] Ref: [849] Ref: [850] Ref: [851] Ref: [852] Ref: [853] Ref: [854] Ref: [855] Ref: [856] Ref: [857] Ref: [858] Ref: [859] Ref: [860] Ref: [861] Ref: [862] Ref: [863] Ref: [864] Ref: [865] Ref: [866] Ref: [867] Ref: [868] Ref: [869] Ref: [870] Ref: [871] Ref: [872] Ref: [873] Ref: [874] Ref: [875] Ref: [876] Ref: [877] Ref: [878] Ref: [879] Ref: [880] Ref: [881] Ref: [882] Ref: [883] Ref: [884] Ref: [885] Ref: [886] Ref: [887] Ref: [888] Ref: [889] Ref: [890] Ref: [891] Ref: [892] Ref: [893] Ref: [894] Ref: [895] Ref: [896] Ref: [897] Ref: [898] Ref: [899] Ref: [900] Ref: [901] Ref: [902] Ref: [903] Ref: [904] Ref: [905] Ref: [906] Ref: [907] Ref: [908] Ref: [909] Ref: [910] Ref: [911] Ref: [912] Ref: [913] Ref: [914] Ref: [915] Ref: [916] Ref: [917] Ref: [918] Ref: [919] Ref: [920] Ref: [921] Ref: [922] Ref: [923] Ref: [924] Ref: [925] Ref: [926] Ref: [927] Ref: [928] Ref: [929] Ref: [930] Ref: [931] Ref: [932] Ref: [933] Ref: [934] Ref: [935] Ref: [936] Ref: [937] Ref: [938] Ref: [939] Ref: [940] Ref: [941] Ref: [942] Ref: [943] Ref: [944] Ref: [945] Ref: [946] Ref: [947] Ref: [948] Ref: [949] Ref: [950] Ref: [951] Ref: [952] Ref: [953] Ref: [954] Ref: [955] Ref: [956] Ref: [957] Ref: [958] Ref: [959] Ref: [960] Ref: [961] Ref: [962] Ref: [963] Ref: [964] Ref: [965] Ref: [966] Ref: [967] Ref: [968] Ref: [969] Ref: [970] Ref: [971] Ref: [972] Ref: [973] Ref: [974] Ref: [975] Ref: [976] Ref: [977] Ref: [978] Ref: [979] Ref: [980] Ref: [981] Ref: [982] Ref: [983] Ref: [984] Ref: [985] Ref: [986] Ref: [987] Ref: [988] Ref: [989] Ref: [990] Ref: [991] Ref: [992] Ref: [993] Ref: [994] Ref: [995] Ref: [996] Ref: [997] Ref: [998] Ref: [999] Ref: [1000]

Antenna Model : Omnidirectional

- Type = Omni-directional Antenna
- Antenna Gain = 1000 (dbdp) (Ref: [1]Ref: [2]Ref: [3]Ref: [4] Ref: [5] Ref: [6] Ref: [7] Ref: [8] Ref: [9] Ref: [10] Ref: [11] Ref: [12] Ref: [13] Ref: [14] Ref: [15] Ref: [16] Ref: [17] Ref: [18] Ref: [19] Ref: [20] Ref: [21] Ref: [22] Ref: [23] Ref: [24] Ref: [25] Ref: [26] Ref: [27] Ref: [28] Ref: [29] Ref: [30] Ref: [31] Ref: [32] Ref: [33] Ref: [34] Ref: [35] Ref: [36] Ref: [37] Ref: [38] Ref: [39] Ref: [40] Ref: [41] Ref: [42] Ref: [43] Ref: [44] Ref: [45] Ref: [46] Ref: [47] Ref: [48] Ref: [49] Ref: [50] Ref: [51] Ref: [52] Ref: [53] Ref: [54] Ref: [55] Ref: [56] Ref: [57] Ref: [58] Ref: [59] Ref: [60] Ref: [61] Ref: [62] Ref: [63] Ref: [64] Ref: [65] Ref: [66] Ref: [67] Ref: [68] Ref: [69] Ref: [70] Ref: [71] Ref: [72] Ref: [73] Ref: [74] Ref: [75] Ref: [76] Ref: [77] Ref: [78] Ref: [79] Ref: [80] Ref: [81] Ref: [82] Ref: [83] Ref: [84] Ref: [85] Ref: [86] Ref: [87] Ref: [88] Ref: [89] Ref: [90] Ref: [91] Ref: [92] Ref: [93] Ref: [94] Ref: [95] Ref: [96] Ref: [97] Ref: [98] Ref: [99] Ref: [100] Ref: [101] Ref: [102] Ref: [103] Ref: [104] Ref: [105] Ref: [106] Ref: [107] Ref: [108] Ref: [109] Ref: [110] Ref: [111] Ref: [112] Ref: [113] Ref: [114] Ref: [115] Ref: [116] Ref: [117] Ref: [118] Ref: [119] Ref: [120] Ref: [121] Ref: [122] Ref: [123] Ref: [124] Ref: [125] Ref: [126] Ref: [127] Ref: [128] Ref: [129] Ref: [130] Ref: [131] Ref: [132] Ref: [133] Ref: [134] Ref: [135] Ref: [136] Ref: [137] Ref: [138] Ref: [139] Ref: [140] Ref: [141] Ref: [142] Ref: [143] Ref: [144] Ref: [145] Ref: [146] Ref: [147] Ref: [148] Ref: [149] Ref: [150] Ref: [151] Ref: [152] Ref: [153] Ref: [154] Ref: [155] Ref: [156] Ref: [157] Ref: [158] Ref: [159] Ref: [160] Ref: [161] Ref: [162] Ref: [163] Ref: [164] Ref: [165] Ref: [166] Ref: [167] Ref: [168] Ref: [169] Ref: [170] Ref: [171] Ref: [172] Ref: [173] Ref: [174] Ref: [175] Ref: [176] Ref: [177] Ref: [178] Ref: [179] Ref: [180] Ref: [181] Ref: [182] Ref: [183] Ref: [184] Ref: [185] Ref: [186] Ref: [187] Ref: [188] Ref: [189] Ref: [190] Ref: [191] Ref: [192] Ref: [193] Ref: [194] Ref: [195] Ref: [196] Ref: [197] Ref: [198] Ref: [199] Ref: [200] Ref: [201] Ref: [202] Ref: [203] Ref: [204] Ref: [205] Ref: [206] Ref: [207] Ref: [208] Ref: [209] Ref: [210] Ref: [211] Ref: [212] Ref: [213] Ref: [214] Ref: [215] Ref: [216] Ref: [217] Ref: [218] Ref: [219] Ref: [220] Ref: [221] Ref: [222] Ref: [223] Ref: [224] Ref: [225] Ref: [226] Ref: [227] Ref: [228] Ref: [229] Ref: [230] Ref: [231] Ref: [232] Ref: [233] Ref: [234] Ref: [235] Ref: [236] Ref: [237] Ref: [238] Ref: [239] Ref: [240] Ref: [241] Ref: [242] Ref: [243] Ref: [244] Ref: [245] Ref: [246] Ref: [247] Ref: [248] Ref: [249] Ref: [250]

A. Menentukan Rate Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4{,}353981}{67{,}149708}$ = 0,06484 ft^3/jam = 1,8011E-05 ft^3/s

= 0,008084 gal/min

B. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 16, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}0\ (Q_f)^{(0{,}36)} \times (\mu)^{0{,}18} = 3{,}0\ (1{,}8011E\text{-}05)^{(0{,}36)} \times (0{,}004099)^{0{,}18}$

= 0,02184731 in

Standardisasi Di = 1/8 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 0,269 in = 0,022416 ft

Do = 0,405 in

A = 0,0004 ft^2

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}8011E-05}{0{,}0004}$ = 0,04502772 ft/s

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}022416 \times 0{,}04502772 \times 67{,}149708}{0{,}004099} = 0{,}264861 < 4000$$

Karena $N_{Re} < 4000$, maka jenis aliran fluida adalah laminar.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20]

diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{0{,}269} = 0{,}00673242$$

A. Menentukan Laju Volumetrik (Q_f)

$$\text{Laju volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{4.333\,981}{62.1\,4970\%} = 0.069\,884\ ft^3/\text{detik} = 1.801\,1E\text{-}03\ m^3/s$$

$$= 0.030\,984\ \text{gallon/min}$$

B. Menentukan Diameter Optimal (D_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 16, hal. 496[C-27], diperoleh :

$$D_{opt} = 3.9\ Q_f^{0.45}\ \rho^{0.13} = (Q_f)^{0.45} = 3.9\ (1.801\,1E\text{-}03)^{0.45}\ (0.994\,000)^{0.13}$$

$$= 0.021\,8\,4271\ in$$

Standardisasi DN = 1/8 in Sch. 40 [Geankoplis, hal. 892][C-28], sehingga diperoleh :

$$D_i = 0.269\ in = 0.022\,4416\ ft$$

$$D_o = 0.405\ in$$

$$A = 0.0004\ ft^2$$

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida } (V) = \frac{\text{laju volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{1.801\,1E\text{-}03}{0.0004} = 0.084\,5027\,72\ ft/s$$

D. Menentukan Bilangan Reynolds Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.022\,4416 \times 0.084\,5027\,72 \times 62.1\,4970\%}{0.000\,0909} = 0.264\,8801 < 2000$$

Karena $N_{Re} < 2000$, maka jenis aliran fluida adalah laminer.[Geankoplis, hal. 60][C-29]

Diterakan bahan pipa adalah commercial steel. Dari Geankoplis[C-30], hal. 88[C-31] diperoleh $\varepsilon = (4.6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4.6 \cdot 10^{-5}) \times 39.37}{0.269} = 0.006\,7242$$

Dari Geankoplis 6th, pers. (2.10-7) hal. 86[20], didapat f (*Fanning friction factor*) :

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{0{,}264861} = 60{,}40910014$$

E. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 6 buah

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 5 × 0,75 = 4,5
- *Gate valve* = 2 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,34

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0004}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0004}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(60{,}40910014) \times \frac{50}{(0{,}022416)} + 1 + 0{,}55 + 4{,}5 + 0{,}34\right]\frac{(0{,}04502772)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 16{,}98227\ lb_f.ft/lb_m$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$= \left[[illegible] \right]$$

$$[illegible] = \left[[illegible] \right]$$

[illegible]

$$K' = \left(1 - \frac{V'}{V}\right)_{[illegible]} = \left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]}\right)_{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$K'' = [illegible]\left(1 - \frac{V''}{V}\right) = [illegible]\left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]}\right) = [illegible]$$

[illegible]

K' [illegible] $= [illegible]$

[illegible]

K'' [illegible] $= [illegible]$

[illegible]

[illegible] $= [illegible]$ [illegible]

[illegible]

$$[illegible] = \frac{K''}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{\left(2 \times \alpha \times g_c\right)}\right] + \left[\frac{\left(\Delta z \times g\right)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 0{,}04502772$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 0{,}5$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(0{,}04502772)^2}{(2)\cdot(0{,}5)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{67{,}149708}\right] + 16{,}98227$$

$= 21{,}98233$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(21{,}98233) \times (1{,}8011E-05) \times (67{,}149708)}{550}$$

$= 4{,}83387E\text{-}05$ hp

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 1%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{4{,}83387E-05}{0{,}01} = 0{,}004833871 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}004833871}{0{,}8} = 0{,}00604233 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 12% dari tangki pengenceran ke tangki starter dan fermentor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 4,353981 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 25 buah

17. *FILTER* UDARA (H-126)

Fungsi : Menyaring debu yang terdapat dalam udara

Tipe : *Dry Filter*

Perhitungan :

Udara kering yang dibutuhkan = 433,454649 kg/jam = 955,5941 lb/jam

Suhu udara masuk = 30°C

ρ udara (30°C) = 1,1676 kg/m^3 = 0,07289 lb/ft^3 (Geankoplis, App. 3-3)[20]

$$\textit{Rate}\ \text{volume udara} = \frac{\text{udara kering yang dibutuhkan}}{\rho\ \text{udara}}$$

$$= \frac{955{,}5941\ \text{lb/jam}}{0{,}07289\ \text{lb/ft}^3} = 13109{,}5\ \text{ft}^3/\text{jam} = 218{,}4916\ \text{ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{hp} = \frac{\text{kapasitas} \times \text{resisten in air}}{4000}$$ (Perry's edisi 6, hal. 20 – 107)[16]

Dimana : penurunan tekanan ideal = 1,2 – 0,5 in air

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 12% dari tangki pengencaran ke tangki storage dan formulator

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Ukuran : Pipe 1/8 in Sch. 40

Kapasitas : 4,355981 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 25 buah

17. FILTER UDARA (H-120)

Fungsi : Menyaring debu yang terbawa dalam udara

Type : Dry Filter

Perhitungan :

Udara kering yang dibutuhkan = 623,4564649 kg/jam = 922,3941 lb/jam

Suhu udara masuk = 30°C

ρ udara (30°C) = 1,1676 kg/m³ = 0,07289 lb/ft³ (Coulson, Vol. 1, 1983)

$$\text{Rate volume udara} = \frac{\text{udara kering yang dibutuhkan}}{\rho\ \text{udara}}$$

$$= \frac{922,3941\ \text{lb/jam}}{0,07289\ \text{lb/ft}^3} = 12,6609\ \text{ft}^3/\text{jam} = 12,6609\ \text{ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{hp} = \frac{\text{kapasitas} \times \text{resistan in air}}{4000} \quad \text{(Perry's edisi 6, hal. 20 - 107)}^{[1]}$$

Ukuran : pemurnian udara ideal = 1,2 – 0,3 in air

$$hp = \frac{218{,}4916 \times 0{,}5}{4000} = 0{,}27311 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Maka power motor} = \frac{0{,}27311}{0{,}8} = 0{,}034139 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Kadar debu dalam udara = 1 gr/1000 ft^3 (Perry's edisi 7, hal. 17-48)[16]

$$\text{Berat debu dalam udara} = \frac{1}{1000} \times 218{,}4196 = 0{,}218946 \text{ gr/menit}$$

Dari Perry's edisi 6, tabel 20-38, hal. 20-43[16], didapat :

Ukuran *dry filter* = 38 × 15 ft

Kapasitas 1 *filter* = 1000 ft^3/menit, sehingga :

$$\text{N (jumlah } filter) = \frac{218{,}4916}{1000} = 0{,}218946 \approx 1 \text{ buah}$$

Spesifikasi alat :

Nama	: *Filter* udara
Fungsi	: Menyaring debu yang terdapat dalam udara
Tipe	: *Dry Filter*
Bahan	: *Carbon Steel SA 135 Grade M*
Kapasitas	: 1000 ft^3/menit
Rate volumetrik	: 218,4916 ft^3/menit
Ukuran *dry filter*	: 38 × 15 ft
Daya motor	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

$$hp = \frac{218{,}4016 \times 0{,}5}{4000} = 0{,}27311 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Maka power motor} = \frac{0{,}27311}{0{,}8} = 0{,}03414{,}39 \text{ hp} = 1 \text{ hp}$$

Kadar debu dalam udara = 1 gr/1000 ft^3 [Perry's edisi 7, hal. 17-04 (c)]

$$\text{Berat debu dalam udara} = \frac{1}{1000} \times 218{,}4190 = 0{,}218\,9016 \text{ gr/menit}$$

Dari Perry's edisi 6, tabel 20-38, hal. 20-42[(a)], didapat :

Ukuran dry filter = 38 × 15 ft

Kapasitas 1 filter = 1000 ft^3/menit, sehingga :

$$\text{N (jumlah filter)} = \frac{218{,}1016}{1000} = 0{,}218\,9016 \approx 1 \text{ buah}$$

Spesifikasi alat :

Nama	: Filter udara
Fungsi	: Menyaring debu yang terdapat dalam udara
Tipe	: Dry Filter
Bahan	: Carbon Steel SA 212 Grade A
Kapasitas	: 1000 ft^3/menit
Flue volumetric	: 218,4016 ft^3/menit
Ukuran dry filter	: 38 × 15 ft
Daya motor	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

18. *BLOWER* (G-127)

Fungsi : Menghembuskan udara menuju tangki starter

Tipe : *Centrifugal Blower*

Perhitungan :

Rate udara = 433,454649 kg/jam = 955,5941 lb/jam = 15,92657 lb/menit

Suhu udara masuk = 30°C = 86°F

Humidity udara (H) = 0,014 (Hougen, fig.19, hal. 120)[23]

Dari Perry, edisi 3, hal. 8-11[16] didapat :

Spesifik volume udara (Vs) = (0,0405) x (460 + t) x (0,622 + H)

= (0,0405) x (460 + 86) x (0,622 + 0,014)

= 14,06387 ft^3/lb

Rate volumetrik = 15,92657 lb/menit × 14,06387 ft^3/lb

= 223,9892 ft^3/menit

$$Power\ blower = \frac{144 \times Q \times (P_1 - P_2)}{33000}$$ (Perry,s edisi 6, hal. 14-13)[16]

Dimana : $P_1 - P_2$ = 0,5 – 10 lb/in^2 (Perry,s edisi 4, hal. 6-20)[16]

Maka :

$$Power\ blower = \frac{144 \times 223{,}9892 \times 0{,}5}{33000} = 0{,}488704\ \text{Hp}$$

η motor = 80% (Peter and Timmerhaus, hal. 521)[22]

Sehingga :

$$\text{Daya motor} = \frac{0{,}488704}{0{,}80} = 0{,}61088\ \text{hp} \approx 1\ \text{hp}$$

18. BLOWER (G-127)

Fungsi : Menghembuskan udara masuk ke tangki aerator

Tipe : Centrifugal Blower

Perhitungan :

Laju udara = 413,4594640 kg/jam = 911,3941 lb/jam = 15,9268 lbmol/jam

Suhu udara masuk = 30°C = 86°F

Humidity udara (H) = 0,0144 (Coulson, dkk vol. 2 hal. 126)

Dari Perry, edisi 3, hal. 9-11[Ed] diduga :

Specific volume udara (V_s) = (0,0405) x (460 + t) x (0,022 + H)

= (0,0405) x (460 + 86) x (0,022 + 0,0144)

= 14,06387 ft³/lb

Laju volumetrik = 15,9268 lbmol/jam x 14,06387 ft³/lb

= 223,9892 ft³/menit

$$\text{Power blower} = \frac{144 \times Q \times (P_2 - P_1)}{33000}$$ (Coulson, dkk vol. 2 hal. 174)

Diketahui : $P_1 - P_2$ = 0,5 – 10 lbf/in² (Perry, edisi 3, hal. 9-11[Ed])

Maka :

$$\text{Power blower} = \frac{144 \times 223,9892 \times 0,5}{33000} = 0,48870\ \text{Hp}$$

η motor = 80% (Peter and Timmerhaus, hal. 521-522)

Sehingga :

$$\text{Daya motor} = \frac{0,48870}{0,80} = 0,61088\ \text{hp} \approx 1\ \text{hp}$$

Spesifikasi alat :

Nama : *Blower*

Fungsi : Menghembuskan udara menuju tangki starter

Tipe : *Centrifugal Blower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316*

Power motor : 1 hp

Jumlah : 1 buah

19. *STORAGE* RAGI (F-128a)

Fungsi : Menampung bahan baku ragi *Saccharomyces cereviceae*

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 55,855055 kg/jam = 123,1381 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,3104 kg/L = 81,80827 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Bahan Padat (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{123,1381}{81,80827}$ = 1,50520298 ft^3/jam

Jadi, volume bahan padat (V_L) = Q_f × waktu tinggal = 1,50520298 × 168

= 252,8741 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume bahan padat (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 252,8741 ft^3

V_T = 316,0926 ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$

316,0926 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

316,0926 = 1,3469 Di^3

Di^3 = 234,68158 ft^3

Di = 6,1682174 ft = 74,01936 in = 1,880096 m

Sunlight Gauge : 1 Hour

Solar Spectral : [illegible]

Volume Spectral : 1 gm = [illegible] gals

Permeameter Design

A. Microcrystalline Volume Medium Porosity (V_m)

$$\text{Mass microcrystalline} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

Bulk volume basin plus V_m = V_b = volume displ = [illegible] = [illegible]

V_m = [illegible]

B. Microcrystalline Volume Tunnel (V_t)

Assume : Volume tunnel porosity V_m = 40% Volume mega V_t =

$V_t = V_m \div V_t$

V_t = [illegible] ft^3

V_t = [illegible] ft^3

C. Microcrystalline Diameter Length (ft)

Volume length = Volume cylinder ÷ Volume subpyramid = Volume tunnel/[illegible]

Vol. length = [illegible] = [illegible] ft

Diameter = [illegible] = [illegible] (ft) = [illegible] ft diameter [illegible] = [illegible]

Diameter = [illegible] ft

D_t = [illegible] ft

D_t = [illegible] ft = [illegible] in

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 6,1682174 = 9,252326 ft = 111,029 in

E. Menentukan Tinggi Bahan Padat (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847Di^3$$

$$252{,}8741 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6{,}1682174)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(6{,}1682174^3)$$

$$252{,}8741 = 29{,}866821\ L_{ls} + 19{,}87753$$

$$232{,}9966 = 29{,}866821\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 7{,}8011842 \text{ ft} = 93{,}61516 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{81{,}80827 \times (7{,}8011842 - 1)}{144} = 3{,}863841 \text{ psia}$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 3,863841 = 18,55984 psia

= 3,863841 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(3{,}863841)(74{,}01936)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(3{,}863841)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}072035 \text{ in} = 1{,}152556/16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 74{,}01936 + 2(3/16) = 74{,}3943605$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 78$ in

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 78 - 2(3/16) = 77{,}625$ in

D. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$$L_s = 1,5 \times D_i = 1,5 \times 6,1082174 = 9,2232326 \text{ ft} = 111,079 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Tutup Atas (L_{ta})

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ta}\right) + 0,0847 D_i^3$$

$$282,8741 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6,1082174)^2 \times L_{ta}\right) + 0,0847(6,1082174^3)$$

$$282,8741 = 29,3005321\ L_{ta} + 19,8772$$

$$272,9969 = 29,3005321\ L_{ta}$$

$$L_{ta} = 9,3111843 \text{ ft} = 112,0519 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan Desain (Pd)

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{ta} - 1)}{144} = \frac{81,8063027 \times (9,3111843 - 1)}{144} = 4,7303841 \text{ psia}$$

$$P_{desain} = P_{operasi} + P_{hidrostatis} = 14,696 + 4,7303841 = 19,4263841 \text{ psia}$$

$$= 4,7303841 \text{ psig}$$

G. Menentukan Tebal Tangki (t_s)

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2(f \times E - 0,6\ P_d)} + C = \frac{(4,7303841)(74,0192976)}{2\left[(18750)(0,8) - (0,6)(4,7303841)\right]} + (1/16)$$

$$= 0,0172035 \text{ in} = 1,72235E\text{-}16 = 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$$D_o = D_i + 2t_s = 74,0192976 + 2(3/16) = 74,3942976 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young, nilai 3/4, lal. 90[BY], diperoleh :

$$D_{o\,std} = 78 \text{ in}$$

$$D_{i\,std} = D_o - 2t_s = 78 - 2(3/16) = 77,625 \text{ in}$$

r $= Di_{baru} = 77{,}625$ in

icr $= 6\% \times Di = 6\% \times 77{,}625 = 4{,}6575$ in

sf $= 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

Ls_{baru} $= 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 77{,}625 = 116{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(3{,}863841)(77{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(3{,}863841)} + (1/16)$$

$= 0{,}080196$ in $= 1{,}283142/16$ in $\approx 3/16$ in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{77{,}625}{2} = 38{,}8125$ in

AB $= a - icr = 38{,}8125 - 4{,}6575 = 34{,}155$ in

BC $= r - icr = 77{,}625 - 4{,}6575 = 72{,}9675$ in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(72{,}9675)^2 - (34{,}155)^2} = 64{,}48017$ in

b $= r - AC = 77{,}625 - 64{,}48017 = 13{,}14483$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 13{,}14483 + 2 = 15{,}33233$ in

H $= L_s + ha + hb = 116{,}4375 + 15{,}33233 + 15{,}33233 = 141{,}6937$ in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* ragi *Saccharomyces cereviceae*

Fungsi : Menampung bahan baku ragi *Saccharomyces cereviceae* selama 7 hari

r = D_{bawah} = 72,625 in

ior = (r/n) = D/n = (72,625 / 2) = 4,0575 in

sr = 1,5-2 = 2

L_{atas} = 1,5 × D/n = 1,5 × 72,625 = 110,4575 in

II. Alternatif Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{(0,885 \times P) \times r}{f \times E - (0,1 \times P)} + C \quad \text{(Brownell & Young hal 254)}$$

$$= \frac{(0,885)(2,86784)(72,625)}{(18750)(0,8) - (0,1)(2,86784)} + (0,125)$$

= 0,0880196 in = 1,2831429216 in = 3/16 in

I. Alternatif Tinggi Tutup (H)

o = $\frac{D}{2} = \frac{72,625}{2}$ = 36,3125 in

AB = a − icr = 36,3125 − 4,0575 = 34,1575 in

BC = r − icr = 72,625 − 4,0575 = 72,0675 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(72,0675)^2 - (34,1575)^2}$ = 64,4801 in

b = r − AC = 72,625 − 64,4801 = 13,1449 in

hc = hb = tha + b + sf = 3/16 + 13,1449 + 2 = 15,3223 in

H = L_c + hc + hb = 110,4575 + 15,3223 + 15,3223 = 141,0021 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage tugi Monoethanolamine

Fungsi : Menampung bahan baku tugi Monoethanolamine sebanyak 7 ton

Bentuk

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 316,0926 ft^3
- Di (diameter dalam) = 77,625 in
- Do (diameter luar) = 78 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 116,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 15,33233 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 15,33233 in
- H (tinggi tangki) = 141,6937 in

20. STORAGE UREA (F-128b)

Fungsi : Menampung bahan baku urea selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8

- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 139,63764 kg/jam = 307,8451 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,323 kg/L = 82,59489 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Bahan Padat (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{307,8451}{82,59489} = 3,72716928$ ft^3/jam

Jadi, volume bahan padat (V_L) = $Q_f \times 168 = 3,72716928 \times 168 = 626,1644$ ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume bahan padat (V_L) = 80% volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 626,1644$ ft^3

$V_T = 782,7055$ ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$$

Volume tangki = $\left[\frac{\pi \times D^2}{4} \times t\right] = 0.0847\ ft^3 = 0.0847\ ft^3$

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

C. Menentukan Diameter Tangki (Ds)

$V_T = V_{ls} + V_l$

$V_l = 20\%\ V_T = 0.2 \times 0.0847\ ft^3$

$V_l = 0.0169\ ft^3$

Asumsi : Volume bahan cair = V_l = 0.0169 volume tangki (V_T)

D. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Total volume bahan pada (V_T) = $(V_T \times 100 = 0.0169 \times 100 = 1.6949\ ft^3$

Laju volumetrik (Q_l) = $\frac{massa}{\rho} = \frac{367.8421}{52.4800} = 7.0119\ ft^3/jam$

A. Menentukan Volume Bahan Pada (V_l)

Perhitungan Ukuran

Tekanan operasi : 1 atm = 14.696 psia

Suhu operasi : 30 °C

Jenis bahan : 1 tank

Tekanan uap : 1.7 kPa = 0.2466 lb/in²

Massa bahan masuk : 367.8421 kg/jam = 810.8621 lb/jam

Waktu tinggal : 1 jam = 60 jam

Fluida masuk tang V = 0.0169 ft³ volume cairan

ρ_{air} (Sebar Lucas) = 1 g/cm³ = 62.4 lb/ft³

$\rho_{campuran}$ = 1.0 g/cm³ = 62.4 lb/ft³

$$782{,}7055 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3, \text{ dimana } Ls/Di = 1{,}5$$

$$782{,}7055 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 581{,}1163\ ft^3$$

$$Di = 8{,}3448978\ ft = 100{,}1398\ in = 2{,}543556\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 8{,}3448978 = 12{,}5173466\ ft = 150{,}2097\ in$

E. Menentukan Tinggi Bahan Padat (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$626{,}1644 = \left(\frac{\pi}{4} \times (8{,}3448978)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(8{,}3448978^3)$$

$$626{,}1644 = 54{,}665295\ L_{ls} + 49{,}22055$$

$$576{,}9439 = 54{,}665295\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 10{,}554116\ ft = 126{,}6507\ in$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{82{,}59489 \times (10{,}554116 - 1)}{144} = 5{,}480008\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 5,480008 = 20,17601 psia

= 5,480008 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\ P_i)} + C = \frac{(5{,}480008)(100{,}1398)}{2\ [(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(5{,}480008)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}080796\ in = 1{,}2974/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 100{,}1398 + 2(3/16) = 100{,}51479$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 102$ in

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 102 - 2(3/16) = 101{,}625$ in

$r = Di_{baru} = 101{,}625$ in

$icr = 6\% \times Di = 6\% \times 101{,}625 = 6{,}0975$ in

$sf = 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

$Ls_{baru} = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 101{,}625 = 152{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C \text{ (Brownell \& Young, hal. 258)[21]}$$

$$= \frac{(0{,}885)(5{,}480008)(101{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(5{,}480008)} + (1/16)$$

$= 0{,}095359$ in $= 1{,}525738/16$ in $\approx 3/16$ in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{101{,}625}{2} = 50{,}8125 \text{ in}$$

$AB = a - icr = 50{,}8125 - 6{,}0975 = 44{,}715$ in

$BC = r - icr = 101{,}625 - 6{,}0975 = 95{,}5275$ in

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(95{,}5275)^2 - (44{,}715)^2} = 84{,}41607 \text{ in}$$

$b = r - AC = 101{,}625 - 84{,}41607 = 17{,}20893$ in

$ha = hb = tha + b + sf = 3/16 + 17{,}20893 + 2 = 19{,}39643$ in

$H = L_s + ha + hb = 152{,}4375 + 17{,}20893 + 17{,}20893 = 191{,}2304$ in

Sonnendurchmesser D_S :

$D_S = D_E + 2l_E = 100{,}1508 + 2(2{,}7\cdot10) = 105{,}5148\ \text{in}$

Horizontalen Innenradius & Vorsprungradius 5,7, bei 90°[111], dieselben :

$D_{Innen} = 102\ \text{in}$

$D_{Innen} = D_{Innen} - 2l_E = 102 - 2(2{,}7\cdot10) = 101{,}625\ \text{in}$

$r = D_{Innen} = 101{,}625\ \text{in}$

$l_{EF} = e_{Ma} - D_E = 6{,}5 - 101{,}625 = 0{,}0975\ \text{in}$

$\alpha = 1{,}5\cdot2 = 3$

$L_{Innen} = 1{,}5 \times D_E = 1{,}5 \times 101{,}625 = 152{,}4375\ \text{in}$

II. Mittenmaßen Teilen Vorsprung Aus (Ohne) dem Teilen Vorsprung Innerhalb (Mit)

$$\text{Ma} = \text{Mb} = \frac{0{,}885 \times F_1 \times r}{F \times E - 0{,}1 \times F_1} + C_{\text{Innen}}\ \text{[Quelle 2, Seite 27]}$$

$$= \frac{(0{,}885)(5{,}480000)(101{,}625)}{(18750)(0{,}6) - (0{,}1)(5{,}480000)} + (1{,}116)$$

$$= 0{,}005359\ \text{in} = 1{,}3257874\ \text{in} = 3{,}10\ \text{in}$$

I. Mittenmaßen Tiefgezogenen Teilen (Mt)

$$a = \frac{D_E}{2} = \frac{101{,}625}{2} = 50{,}8125\ \text{in}$$

$$AB = a - l_{EF} = 50{,}8125 - 0{,}0975 = 44{,}715\ \text{in}$$

$$BC = r - l_{EF} = 101{,}625 - 0{,}0975 = 95{,}5275\ \text{in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(95{,}5275)^2 - (44{,}715)^2} = 84{,}41607\ \text{in}$$

$$b = r - AC = 101{,}625 - 84{,}41607 = 17{,}20893\ \text{in}$$

$$\text{Ma} = \text{Mb} = \text{Ma} + b + \alpha = 3{,}10 + 17{,}20893 + 3 = 23{,}30893\ \text{in}$$

$$H = C_L + \text{Ma} + \text{Mb} = 152{,}4375 + 17{,}20893 + 17{,}20893 = 191{,}2504\ \text{in}$$

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* urea

Fungsi : Menampung bahan baku urea selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 782,7055 ft^3
- Di (diameter dalam) = 101,625 in
- Do (diameter luar) = 102 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 152,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 19,39643 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 19,39643 in
- H (tinggi tangki) = 191,2304 in

21. *STORAGE* NPK (F-128c)

Fungsi : Menampung bahan baku NPK selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 27,927528 kg/jam = 61,56903 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,3 kg/L = 81,159 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Bahan Padat (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{61,56903}{81,159} = 0,7586223$ ft^3/jam

Jadi, volume bahan padat (V_L) = $Q_f \times$ waktu tinggal = 0,7586223 × 168

= 127,4485 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume bahan padat (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\% \, V_T + 127,4485$ ft^3

Type pengadukan : (Double Blended Flat Zone)

Sebabnya dikarenakan :

- μ (Diagram A Tanpa Sekat) = 0,8
- ρ (Diagram A Tanpa Sekat) = 187,50 gal
- C' (faktor koreksi) = 1,16
- K_T = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 37,9272728 kg/jam = 81,5090 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 1,3 kg/L = 81,159 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perhitungan Bejana

A. Menentukan Volume Bahan Masuk (V_1)

Laju volumetrik (Q_1) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{81,5090}{81,159} = 0,7586223$ ft^3/jam

Jadi, volume bahan masuk (V_1) = Q_1 × waktu tinggal = 0,7586223 × 168

= 127,4485 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume bahan masuk (V_1) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{ba} + V_1$

V_T = 20% V_T + 127,4485 ft^3

$V_T = 159{,}3107\ ft^3$

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$

159,3107 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

159,3107 $= 1{,}3469\ Di^3$

$Di^3 = 118{,}27952\ ft^3$

Di = 4,908738 ft = 58,90545 in = 1,49202 m

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 4,908738 = 7,36310694 ft = 88,35818 in

E. Menentukan Tinggi Bahan Padat (L_{ls})

$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$

127,4485 $= \left(\frac{\pi}{4} \times (4{,}908738)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(4{,}908738^3)$

127,4485 $= 18{,}915131\ L_{ls} + 10{,}01828$

117,4303 $= 18{,}915131\ L_{ls}$

L_{ls} = 6,2082716 ft = 74,50002 in

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

P hidrostatis $= \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{81{,}159 \times (6{,}2082716 - 1)}{144} = 2{,}9354036$ psia

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 2,9354036 = 17,6314 psia

$= 2{,}9354036$ psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(2{,}9354036)(58{,}90545)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(2{,}9354036)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}068264 \text{ in} = 1{,}09223/16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 58{,}90545 + 2(3/16) = 59{,}280454$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 60$

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 60 - 2(3/16) = 59{,}625$ in

$r = 60$ in

$icr = 3\ 5/8$ in

$sf = 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

$Ls_{baru} = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 59{,}625 = 89{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell \& Young, hal. 258)[21]}$$

$$= \frac{(0{,}885)(2{,}9354036)(59{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(2{,}9354036)} + (1/16)$$

$$= 0{,}072827 \text{ in} = 1{,}165225/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{59{,}625}{2} = 29{,}8125 \text{ in}$$

$AB = a - icr = 29{,}8125 - 3\ 5/8 = 26{,}1875$ in

BC = r – icr = 59,625 – 3 5/8 = 56 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$ = $\sqrt{(56)^2 - (26,1875)^2}$ = 49,49964 in

b = r – AC = 59,625 – 49,49964 = 10,12536 in

ha = hb = tha + b + sf = 3/16 + 10,12536 + 2 = 12,31286 in

H = L_s + ha + hb = 89,4375 + 12,31286 + 12,31286 = 114,0632 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* NPK

Fungsi : Menampung bahan baku NPK selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 159,3107 ft^3
- Di (diameter dalam) = 59,625 in
- Do (diameter luar) = 60 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 89,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 12,31286 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 12,31286 in
- H (tinggi tangki) = 114,0632 in

BC = r – ior = 59,025 – 3,938 = 55 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$ = $\sqrt{(55)^2 - (25,1875)^2}$ = 49,49004 in

b = r – AC = 59,025 – 49,49004 = 10,12536 in

ha = hb = (ha + b + sf = 3,116 + 10,12536 + 2 = 15,31286 in

H = L_t + ha + hb = 89,4375 + 15,31286 + 15,31286 = 119,06472 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage NPK

Fungsi : Menampung bahan baku NPK selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan atap dan dasar berbentuk elipsoidal dished head

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 139,3107 ft^3
- Di (diameter dalam) = 59,025 in
- Do (diameter luar) = 60 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 89,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 15,31286 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 15,31286 in
- H (tinggi tangki) = 119,06472 in

22. KOLOM DESTILASI I (D-130)

Fungsi : memisahkan ethanol dari air dan impuritis

Tipe : Sieve tray

Kondisi operasi :

Tekanan operasi = 1.00 atm

Beban liquid = 153011.324 kg/hari = 337331.5199 lb/hari

Beban uap = 7429.2958 kg/hari = 16378.14146 lb/hari

R operasi = 0.2

q = 2.0

Jumlah planet aktual = 9 plate

Digunakan parsial kondenser dan parsial reboiler sehingga jumlah plate 8

Dasar pemilihan :

Sieve tray relatif lebih murah daripada *bubble cap tray,*dapat digunakan baik untuk liquid bersih ataupun yang berkerak serta cukup stabil bila dioperasikan pada range 50-100% kapasitas desain. (Ludwig.hal.108)

Data densitas (ρ) :

Ethanol = 0.791 kg/l = 49.405 lb/ft^3

H_2O = 1.000 kg/l = 62.428 lb/ft^3

C_2H_4O = 1.049 kg/l = 65.487 lb/ft^3

basis waktu = 1 jam

basis waktu : equimolal (komposisi uap dan liquid sama)

Komposisi tiap aliran dari App. Akolom distilasi

Aliran umpan (F)

Komponen	BM	kmol	x_F(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	8534.600	0.9837	153753.466	0.20184	0.25504
H_2O	18	144.2665	0.0162	6646.2543	0.78424	0.99096
C_2H_4O	44	0.927058	0.0001	40.8400698	0.00342	0.00433
Total		8679.793	1	160440.56		1.26358
					rho=	0.7914

Aliran produk atas (D)

Komponen	BM	kmol	x_F(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	42.67300	0.2278	768.767329	0.99722	1.26008
H_2O	18	143.6894	0.7672	6619.66928	0.00278	0.00278
C_2H_4O	44	0.926131	0.0049	40.7992298	0	0
Total		187.2886	1	7429.23584		1.26285
					rho=	0.79186

Aliran produk bawah (B)

Komponen	BM	kmol	x_F(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	8491.927	0.99993194	152984.6	0.09071	0.11462
H_2O	18	0.577066	6.79501E-05	26.58501	0.88841	1.12258
C_2H_4O	44	0.000927	1.09162E-07	0.040840	0.00517	0.00653
Total		8492.505	1	153011.3		1.26358
					rho=	0.7914

Komponen	BM	Xmol	x(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	8391.027	0.9999176	15372.464	0.1018184	0.224606
H_2O	18	144.2965	0.0016	6656.2541	0.7843124	0.999999
C_2H_4O	44	0.027058	0.0001	10.3400608	0.0009142	0.000427
Total		8470.703	1	15039.0.56		1.26358
					rhoc=	0.79174

Aliran produk atas (D)

Komponen	BM	Xmol	x(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	42.67500	0.2278	7843.767130	0.9972122	1.260008
H_2O	18	145.6844	0.7772	5817.66628	0.0027878	0.000278
C_2H_4O	44	0.024131	0.0049	10.7702748	0	0
Total		187.2886	1	7129.23594		1.26146
					rhoc=	0.79186

Aliran produk bawah (B)

Komponen	BM	Xmol	x(mol)	m (kg)	xi	xi/rho
Ethanol	46	8391.027	0.9999176	15368.6	0.0007127	0.011462
H_2O	18	0.277066	0.7950E-05	20.5363501	0.9984411	1.12239
C_2H_4O	44	0.000027	1.0913E-07	0.0000840	0.0003127	0.000352
Total		8392.305	1	15391.13		1.26358
					rhoc=	0.79174

Menghitung BM rata-rata pada tekanan operasi

Bagian *enriching* atas

Komponen	x_D(mol)	BM	x_D.BM
Ethanol	0.995	46	45.774
H_2O	0.008	18	0.147
C_2H_4O	0	60.5	0
Jumlah	1.0033		45.9207

Jadi BM campuran = 45.9207 kg/kmol

Bagian *enriching* bawah

Komponen	x_D(mol)	BM	x_D.BM
Ethanol	0.0912	46	4.19
H_2O	0.9053	18	16.29
C_2H_4O	0.0017	60.5	0.1002
Jumlah	1.00		20.81

Jadi BM campuran = 20.81 kg/kmol

Bagian *enriching* atas

BM campuran = 20.81 kg/kmol

Bagian exhausting bawah

Komponen	x_D(mol)	BM	x_D.BM
Ethanol	0.0382	46	1.76
H_2O	0.9568	18	17.22
C_2H_4O	0.0017	60.5	0.1002

Magnitude of BM non-zero peak at bottom open end

Region considered: 1 – 6

Component	Moment	BM	σ_{BM}
Element	0.0000	0	0.0000
H_2O	0.0000	0	0.0000
CO_2	0	0.00	0
Jacket	0.0000		0.0000

Total BM component = 0.0000 kg.m/s

Region considered: Rest of

Component	Moment	BM	σ_{BM}
Element	0.0012	0	0.0
H_2O	0.0000	0	0.00
CO_2	0.0012	0.00	0.0002
Jacket	0.00		0.00

Total BM component = 0.00 kg.m/s

Region considered: Rest of

BM component = 0.00 kg.m/s

Region considered: Rest of

Component	Moment	BM	σ_{BM}
Element	0.0000	0	0.0
H_2O	0.0000	0	0.00
CO_2	0.0012	0.00	0.0002

Jumlah	1.00		19.39
Jadi BM campuran = 19.386 kg/kmol			

Rate :

Bagian *enriching*

L = Lo = D *x* Rop = 5930.01 *x* 0.20 = 1183.20 kmol

V = D (1+Rop) = 5930.01 *x* 1.20 = 7113.21 kmol

Bagian *exhausting*

L = Lo + q .F = 1183.20 + 10043.8 = 11227 kmol

V = V – (1-q) F = 7113.2 – 5053 = 12165.80 kmol

		Enriching Atas		Enriching Bawah		Exhausting Atas		Exhausting Bawah	
		liq	vap	liq	vap	liq	vap	liq	vap
suhu	(°F)	617	617	649	649	649	649	703	703
ρ	(lb/ft^3)	49.4	0.11	49.4	0.05	49.4	0.05	49.4	0.04

Dimana : $\rho\ uap = \frac{BM \times P}{R \times T}$ dan $\frac{1}{\rho liq} = \Sigma \frac{x_i}{\rho liq_i}$

Jumlah kolom distilasi = 1 buah

Beban tiap kolom :

Enriching atas : L = 54333.35 kg = 119785.1 lb

V = 326643.50 kg = 720129.4 lb

Enriching bawah : L = 24618.80 kg = 54275.4 lb

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]			

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

		[illegible]				[illegible]				[illegible]				[illegible]	
		[illegible]				[illegible]				[illegible]				[illegible]	
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

		V	= 148004.33	kg	= 326295.4	1b
Exhausting atas	:	L	= 233599.40	kg	= 515001.2	1b
		V	= 253133.32	kg	= 558066.4	1b
Exhausting bawah	:	L	= 217643.91	kg	= 479825.2	1b
		V	= 235843.61	kg	= 519948.9	1b

Karena beban laju massa pada exhausting bawah paling besar, maka perhitungan akan didasarkan pada bagian exhausting bawah.

Merancang Diameter Kolom

1. *Menghitung laju alir maksimum dan minimum*

Beban normal liquid (Q)	=	19992.7	1b/jam
	=	404.667	cuft/jam
	=	50.455	gpm
Beban normal uap (V)	=	21664.5	1b/jam
	=	547926.9	cuft /jam
	=	152.202	cuft/s

Laju alir liquid maximum	= Qmax	= 1.3 *x* Q	= 65.592	gpm
Laju alir uap maximum	= Vmax	= 1.3 *x* V	= 197.862	cuft/s
Laju alir liquid minimum	= Qmin	= 0.7 *x* Q	= 35.319	gpm
Laju alir uap minimum	= Vmin	= 0.7 *x* V	= 106.541	cuft/s

Massa jenis liquid = 49.41 $1b/ft^3$

Massa jenis uap = 0.04 $1b/ft^4$

2. *Menghitung diameter kolom (D_t)*

Ditetapkan tray spacing : T = 21 in

V = 148[illegible].33 kg = 326,[illegible]4 lb

Advancing side : L = 223599.40 kg = 316091.2 lb

V = 251123.32 kg = 558000.4 lb

Retreating break : L = 217643.91 kg = 479825.2 lb

V = 235943.61 kg = 519048.9 lb

Karena beban lajir maksa pada advancing break pulley beam, maka perhitungan akan dilakukan pada bagian advancing break.

Menentukan Diameter Kabel

1. Menghitung laju alir maksimum dan minimum

Beban normal liquid (Q) = 19902.7 lb/jam

= 404.667 cuft/jam

= 50.433 gpm

Beban normal uap (V) = 21604.5 lb/jam

= 542929.0 cuft/jam

= 152.202 cuft/s

Laju alir liquid maksimum = Qmax = 1.3 x Q = 65.562 gpm

Laju alir uap maksimum = Vmax = 1.3 x V = 197.862 cuft/s

Laju alir liquid minimum = Qmin = 0.7 x Q = 35.319 gpm

Laju alir uap minimum = Vmin = 0.7 x V = 106.541 cuft/s

Massa jenis liquid = 49.41 lb/ft^3

Massa jenis uap = 0.04 lb/ft^3

2. Menghitung diameter kolom (D)

Ditetapkan tray spacing : T = 21 in

Dan surface tension : 26.4 dyne/cm Perry edisi 5 hal 3-240

Dari fig.8-82 Ludwig hal.135 diperoleh : K = 630

$G = K\sqrt{\rho_v(\rho_L - \rho_v)}$ (Ludwig hal.135)

Dimana : G = Laju alir maksimum, $lb/ft^2.jam$

K = Konstanta empiris

ρ_L, ρ_V = Densitas liquid, uap, lb/ft^3

$G = 630 \times [0.04 \times (49.41 - 0.04)]^{0.5}$

$= 880.171\ lb/ft^2\ jam$

Diameter kolom :

$$D_t = 1{,}13 \times \left(\frac{V}{G}\right)^{0.5}$$

$$D_t = 1.13 \times \left[\frac{21664.5}{880.171}\right]^{0.5}$$

$$= 5.61\ ft = 4\ ft$$

$$A_t = \frac{\pi \times Dt^2}{4} = \frac{3.14 \times (4)^2}{4} = 12.56\ ft^2$$

Layout Tray

1. *Menetapkan type layout*

   Berdasarkan : D_t 4 ft dan Q_L = 50.455 gpm

   Dari tabel 14.3 *Van Winkle* hal.574 dipilih type layout :

   Cascade double pass

2. *Menghitung tinggi liquida diatas weir (h_{ow})*

   Menetapkan ukuran weir : tinggi weir = h_w = 2 in

   panjang l_w = L

Dan surface tension : 30,4 dyne/cm

Dan fig.8-92 Ludwig Ind.135 diperoleh : $K = 0,30$

$$C = K\sqrt{\frac{\rho_L(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}}$$ (Ludwig Ind.135)

Dimana : C = Laju alir maksimum, lb/ft^2 jam

K = Konstanta empiris

ρ_L, ρ_v = Densitas fase cair, uap, lb/ft^3

$C = 0,30 \times [0,064 \times (39,41 - 0,064)]^{0,5}$

$= 880,171$ lb/ft^2 jam

Diameter kolom :

$$D_t = 1,13 \times \left(\frac{L'}{C}\right)^{0,5}$$

$$D_t = 1,13 \times \left[\frac{21664,5}{880,171}\right]^{0,5}$$

$= 5,61$ ft $= 4$ ft

$$A_t = \frac{\pi \times D_t^2}{4} = \frac{3,14 \times (4)^2}{4} = 12,56 \text{ ft}^2$$

Layout Tray

1. Menggunakan type layout

Ditetapkan : D_t 4 ft dan Q_L = 50,435 gpm

Dari tabel 14.3 Ludwig Ind.374 diplih type layout :

Cascade double pass

2. Menghitung tinggi liquida diatas weir (h_{ow})

Menetapkan ukuran weir : tinggi weir = h_w = 2 in

panjang l_w = 1.

$$H_{ow} = 0.092 \times \left[\frac{Q/2}{l_w}\right]^{2/3} \text{dimana} : l_w = \text{feet}, \quad h_{ow} = \text{inchi}$$

Jika digunakan = 0.6 s/d 0.85

Syarat	L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	0.85
	L (ft)	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2	3.4
	l_w (ft)	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2	3.4
	$H_{ow\ max}$ (in)	0.83	0.79	0.75	0.72	0.69	0.66
	$H_{ow\ min}$ (in)	0.55	0.52	0.50	0.48	0.46	0.44
$2 \text{ in} \leq h_{ow} + h_w \leq 4 \text{ in}$	H_{1max} (in)	2.83	2.79	2.75	2.72	2.69	2.66
	H_{1min} (in)	2.55	2.52	2.50	2.48	2.46	2.44

Menghitung head loss pada down comer

Menetapkan ukuran daerah down comer

Dipilih $h_w - h_c = 0.25$ in

$h_c = 2.0 - 0.25$

$= 1.75$ in

$= 0.15$ ft

Luas down comer clearence :

$A_d = h_c \times$ panjang down comer clearence

$= h_c \times l_w$

$= 0.15 \times l_w$

Luasan daerah down untuk uap :

$A_c = A_t - 2 \times A_d = 12.560 - 2 \times A_d$

$H_w = 0.092 \times \left[\frac{Q^2}{L^2}\right]^{2/3}$ dimana : L_w = lebar

h_w = tinggi

Nilai dipromosikan = 0.6 sd 0.85

Sgmnt	1.70	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	0.85
	L_1 (m)	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2	3.4
	L_2 (m)	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2	3.4
	$H_{w\ max}$ (m)	0.84	0.79	0.74	0.72	0.69	0.66
	$H_{w\ min}$ (m)	0.35	0.32	0.30	0.28	0.46	0.44
2 in $\times$ h_w = 0.124 in	H_{max} (in)	2.85	2.79	2.75	2.72	2.69	2.66
	H_{min} (in)	2.35	2.32	2.30	2.28	2.46	2.44

Averaging level has peak flow center

Measuring sillcrest down center

Digitin h_w – h_1 = 0.25 in

h_1 = 2.0 – 0.25

= 1.75 in

= 0.15 ft

Lines down center clearance :

A_1 = h_1 x parking down center clearance

= b_c x L_w

= 0.15 x L_w

Lineset diecrch down + metric up :

A_2 = A_t – 2 x A_1 = 12.560 – 2 x A_1

Head loss pada down comer :

$$h_d = 0{,}03\left[\frac{Q_{max}/2}{100xA_{dc}}\right]^2$$

A_d / A_t diperoleh dari tabel 14.10 Van Winkle hal. 590-591

Syarat	L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	0.85
	A_d/A_t	0.05	0.07	0.09	0.11	0.14	0.18
	A_d (ft^2)	0.65	0.85	1.1	1.41	1.79	2.27
	A_c (ft^2)	11.3	10.9	10.4	9.74	8.98	8.02
	A_{dc} (ft^2)	0.35	0.38	0.41	0.44	0.47	0.50
1 in >	H_d (in)	0.11	0.09	0.08	0.07	0.06	0.05

Dari perhitungan diatas L/D = 0.7 sampai 0.85 memenuhi syarat 0.7 s/d 0.8

3. *Menghitung luasan daerah aktif (A_a)*

$$A_a = 2\left[x\sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \arcsin\frac{x}{r}\right] - \left(\frac{D.18}{12}\right)$$

$$x = \frac{D}{2} - \frac{(H + W_{dt})}{12}$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{W_e}{12}$$

Dipakai : W_d = 4.5 in

W_e = 4.5 in

Syarat	L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	0.85
	H/D	0.10	0.12	0.14	0.17	0.20	0.24
	H (ft)	0.40	0.48	0.57	0.68	0.80	0.95
	x (ft)	1.59	1.59	1.58	1.57	1.56	1.55

Head loss pada dasar saluran :

$$\Delta_{\gamma} = 0.01 \left[\frac{\frac{Q_{max}}{[illegible]}}{[illegible]} \right]$$

Δ_{γ} = Adjustment dari angka = 10 % dari Nilaian tab. 3-40-391

Saluran	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	A_{1} [illegible]	[illegible]	0.07	0.08	0.15	0.14	0.18
	A_{2} [illegible]	[illegible]	0.83	1.1	1.11	1.70	1.71
	A_{3} [illegible]	[illegible]	1.1	1.04	1.04	2.08	3.02
	A_{4} [illegible]	0.13	0.38	0.41	0.4	0.47	0.50
$\Sigma \Delta_{\gamma}$ =	H_{L} (m)	0.11	0.09	0.30	0.17	0.08	0.05

Tiap perhitungan diatas $\Sigma \Delta_{\gamma}$ = 0.7 sampai 0.84 maksimum syarat 0.1 s/d 0.3

3. Kehilangan tekanan dasar di antara [illegible]

$$\Delta_{\gamma} = 2 \left[\sqrt{\frac{[illegible]}{[illegible]}} - \sqrt{[illegible]} \right] \times \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right]$$

$$\Delta_{\gamma} = \frac{[illegible] \sqrt{[illegible] + [illegible]}}{[illegible]}$$

$$\Delta_{\gamma} = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

Diketahui : H_{L} = 4.5 m

H_{L} = 4.5 m

Saluran	1.17	0.0	1.05	0.7	0.15	0.8	0.25
	[illegible]	0.10	0.17	0.14	0.17	0.30	0.24
	H_{L} (m)	0.20	0.44	0.27	0.08	0.20	0.03
	Σ (m)	1.20	1.59	1.58	1.57	1.55	1.35

	r (ft)	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63
	$x(r^2-x^2)^{0,5}$	0.5	0.6	0.6	0.7	0.7	0.8
	arc sin (x/r)	1.37	1.35	1.33	1.31	1.28	1.26
	A_a (ft^2)	8.27	8.26	8.25	8.23	8.21	8.19
	(A_a/A_t)x100%	65.8	65.7	65.7	65.5	65.4	65.2

Dari perhitungan diatas dipilih untuk L/D = 0.70 sehingga A_a = 8.2 ft^2

4. *Menghitung luasan daerah lubang (A_o)*

Lubang disusun menurut bentuk segitiga sama sisi

$$A_o = \frac{0.9065 A_a}{n^2}$$

n	2.5	3	3.5	4
Ao	1.2	0.8	0.6	0.5

Satisfactory Design

1. *Pressure drop di tray (h_t)*

$$h_p = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)(1{,}14)\left[\frac{(V\max/A_o)^2}{2g_c}\right]\left[0{,}4\left(1{,}25-\frac{A_o}{A_c}\right)+\left(1-\frac{A_o}{A_c}\right)^2\right]$$

$$h_r = 0{,}5\left(\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{liquid}}\right) = \frac{31{,}2}{\rho liquid} = 0.63\,in$$

$$h_t = h_p + h_r \quad h_{1\max}$$

N	2.5	3	3.5	4
h_p (in)	5.75	12.68	24.35	42.50

	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$[illegible] = [illegible] \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right] [illegible] \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right] [illegible] \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right] [illegible] \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right]$$

$$[illegible] = [illegible] \left[\frac{[illegible]}{[illegible]} \right] = [illegible]$$

$$[illegible] = [illegible] \cdot [illegible] \cdot [illegible]$$

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]				

h_t (in)	9.14	16.06	27.73	45.89

2. *Down comer back up*

Tinggi liquid didalam down comer :

$H_d = h_{1max} + h_t + h_d$

Jarak lemparan :

$t_w = 0.8\ [\ h_{ow\,max} \times (T + h_w - h_d)\ ]$

$H = 0.57$ ft $= 6.84$ in

Syarat	n	2.5	3	3.5	4
	H_d (in)	12.0	16.1	27.7	45.9
$0,5 \geq$	$H_d / (T+h_w)$	0.52	0.7	1.21	2
	t_w (in)	2.31	1.83	3.25	
$0,6 \geq$	t_w / H	0.34	0.27	0.48	

factor weeping (h_{pw})

$$h_{pm} = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)(1,14)\left[\frac{(V\min / A_o)^2}{2g_c}\right]\left[0,4\left(1,25 - \frac{A_o}{A_c}\right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c}\right)^2\right]$$

$$h_{rw} = 0,2 + 0.05\,x\,h_{1max}$$
$$= 0.2 + 0.05\,x\,2.75$$
$$= 0.34\ in$$

Syarat	n	2.5	3	3.5	4
$0.34 \leq$	H_{pm} (in)	1.67	3.68	7.06	12.32

h_t (m)	0.14	18.06	27.72	45.89

2. Down comer back up

Tinggi liquid didalam down comer :

$H_d = h_{mom} + h_t + h_w$

Jarak lempeng :

$h_w = 0.8 [l_{w\,max} \times (T + h_w - h_d)]$

$H = 0.57$ ft $= 6.84$ in

Syarat	n	2.5	3	3.5	4
	H_d (in)	12.0	18.1	27.7	45.9
$0.5 \geq$	$H_d / (T+h_w)$	0.52	0.7	1.24	2
	l_w (in)	2.57	1.83	2.25	
$0.5 \geq$	l_w / H	0.34	0.27	0.48	

Jacor weepiqe (h_{wc})

$$h_{wc} = 12\left(\frac{q_w}{l_w}\right)(1.4)\left[\frac{(V\ \sin\ \alpha_v)^2}{2g_c}\right]\left[0.4\left(1.25 - \frac{A_h}{A}\right) + \left(1 - \frac{A_h}{A}\right)\right]$$

$h_w = 0.2 + 0.05 \times h_{mom}$

$= 0.2 + 0.05 \times 2.75$

$= 0.34$ in

Syarat	n	2.5	3	3.5	4
$0.34 \geq$	H_{wc} (in)	1.47	3.68	7.06	11.32

Dari perhitungan ternyata yang memenuhi syarat adalah n = 2.5 s/d 4 sehingga digunakan n = 3.0

3. *Flooding (U_{VN})*

$$\frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{19992.7}{21664.5}\left(\frac{0.04}{49.4}\right)^{0.5} = 0.03$$

Dari fig.13.21 Van Winkle hal.525 diperoleh :

$$U_{VN}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}\right)^{0.5} = 0.35$$

$$U_{VN}\ x\left[\frac{0.040}{49.4-0.04}\right]^{0.5} = 0.35$$

$$U_{VN} = 12.4$$

$$U_{VN} = U_{VN}\left(\frac{\sigma}{20}\right)0{,}2 = 12.4\left[\frac{26.41}{20}\right]0.2 = 13.1\ ft/s$$

$$\frac{U_F}{U_{VN}}\ x\ 100\ \% = \frac{V\max/A_c}{U_{VN}}\ x\ 100\ \% = \frac{197.862\ /\ 10.37}{13.075}\ x\ 100\%$$

$$= 146\ \%\ (\leq 85\%)$$

4. *Entraiment (e)*

$$e = 0{,}22\left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{V\max/A_c}{T_c}\right)^{3,2} = 0{,}22\left(\frac{V\max/A_c}{T - 2{,}5h_{1\max}}\right)^{3,2}$$

$$= 0.22\left(\frac{73}{26.41}\right)\left(\frac{197.862\ /10.37}{21 - 2.5\ x\ 2.75}\right)^{3,2}$$

$$= 1.596\ (\leq\ 0.1)$$

Merancang Tinggi Kolom

1. *Tinggi Kolom Bagian Atas*

Tinggi ruang kosong diatas tray ditetapkan = 4 ft

Dari perhitungan terpola yang menunjukkan syarat adalah n = 2,5 x/d 4

sehingga digunakan n = 3,0

3. Modulus (Um)

$$\frac{L}{r}\sqrt{\frac{P_u}{P_c}} = \frac{19092,7}{21044,5}\left(\frac{0,64}{40,4}\right)^{0,5} = 0,03$$

Dari fig.13.21 Van Winkle hal.323 diperoleh :

$$C_m\left(\frac{P_u}{P_c - P_u}\right)^{0,5} = 0,35$$

$$C_m \times \left[\frac{0,640}{40,4 - 0,64}\right]^{0,5} = 0,35$$

$$C_m = 12,4$$

$$U_{sy} = U_{sx}\left(\frac{\pi}{30}\right)0,2 = 12,4\left[\frac{26,41}{30}\right]0,2 = 13,1\ \text{ft/s}$$

$$\frac{U_{sy}}{U_{sx}} \times 100\ \% = \frac{\text{f' max/4}}{U_{sx}} \times 100\ \% = \frac{197,862\ /\ 10,37}{13,075} \times 100\%$$

$$= 146\ \%\ (\leq 83\%)$$

4. Gaya geser (q)

$$q = 0,22\left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{f'\ max/4}{T}\right)^{0,5} = 0,22\left(\frac{f'\ max/4}{T - 2,5\ \sigma_{max}}\right)^{0,5}$$

$$= 0,22\left(\frac{73}{26,41}\right)\left(\frac{197,862\ /\ 10,37}{21 - 2,5 \times 2,75}\right)^{0,5}$$

$$= 1,506\ (\leq 0,1)$$

Menyesuaikan Tinggi Kolom

1. Tinggi Kolom Bagian Atas

Tinggi rumah bagian atas dari atap/lantai = 4 ft

Masing-masing 3 ft diatas dan 1 ft dibawah lubang pemasukan reflux

2. *Tinggi Kolom Bagian Plate*

Jumlah tray = 8 buah

Jarak antar tray = 21 in = 1.75 ft

Tinggi kolom bagian plate = (jumlah plate -1) x T

= (8 - 1) x 21

= 147 in

= 12.3 ft

3. *Tinggi Kolom Bagian Bawah*

Waktu tinggal liquid di kolom bagian bawah = 5 menit

L = 19992.72 lb/j

ρ_L = 49.41 lb/ft^3

A_t = 12.6 ft^2

$$\text{Tinggi kolom bagian bawah} = \frac{19992.72}{12.560} \times \frac{5}{60} \times \frac{1}{49.4054}$$

$$= 2.68\ ft \cong 3\ ft$$

4. *Tinggi Kolom Total (Tanpa Tutup)*

Tinggi kolom total = 4 + 12 + 3 = 19 ft

SPESIFIKASI ALAT

Nama alat	: Kolom Distilasi			
Fungsi	: Memisahkan ethanol dari air			
Tipe	: Sieve plate			
Dimensi	: - Diameter	= 4	ft	= 1.22 m
	- Tinggi	= 19	ft	= 5.87 m

Missing-missing 3 ft dimes dan 1 ft diameter lubang pemasukan cairan

2. Tinggi Kolom Bagian Atas

Jumlah mur = 8 buah

Jarak antar mur = 21 in = 1.75 ft

Tinggi bolom bagian atas = (jumlah baris - 1) x T

= (8 - 1) x 21

= 147 in

= 12.3 ft

3. Tinggi Kolom Bagian Bawah

Waktu tinggal liquid di bolom bagian bawah = 5 menit

Σ_L = 1990.72 lbm

ρ_L = 49.41 lbm/ft^3

A_t = 12.6 ft^2

$$\text{Tinggi bolom bagian bawah} = \frac{1990.72}{12.560} \times \frac{5}{60} \times \frac{1}{49.4054}$$

$$= 2.06\ ft = 2\ ft$$

4. Tinggi Kolom Total (Tanpa Tutup)

Tinggi bolom total = 4 + 12 + 2 = 14 ft

SPECIFICATION SHEET

Nama alat : Kolom Distilasi

Fungsi : Memisahkan etanol dari air

Tipe : Sieve plate

Dimensi : - Diameter = 4 ft = 1.22 m

- Tinggi = 10 ft = 3.07 m

- Tray spacing = 2 ft = 0.53 m
- Panjang weir = 3 ft = 0.85 m
- Active are = 8 ft2 = 0.77 m2

Jumlah kolom Distilasi : 1 buah

23. POMPA SENTRIFUGAL FERMENTOR (L-129)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari fermentor ke screen filter

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 25 buah

Dasar Perencanaan

Massa bahan masuk : 181793.5355 kg/jam = 400782 lb/jam

A. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	19980,45	0,109907378	1,4	0,153870329
Air	154526,1	0,850008752	1	0,850008752
H_2SO_4	1,974953	1,08637E-05	1,83	1,98806E-05
Ragi	0,055855	3,07244E-07	1,31	4,0249E-07
Urea	495,8013	0,002727277	1,32	0,003600006
NH_3	0,047763	2,6273E-07	0,69	1,81283E-07
CO_2	66,58005	0,00036624	0,77	0,000282005
C_2H_5OH	6679,653	0,03674307	0,79	0,029027025
C_2H_4O	41,0453	0,00022578	0,77	0,00017385
Antifoam	1,830705	1,00702E-05	1,03	1,03723E-05
	181793,5	1		1,036992803

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,036992803 × 0,995647 = 1,032479 kg/L

= 64,45765 lb/ft^3

B. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 60%) = 34,01 cp

Air = 0,8991 cp

H_2SO_4 (dianggap H_2SO_4 60%) = 0,77 cp

Antifoam = 1 cp

Etanol (dianggap etanol 40%) = 2,2 cp

Asetaldehid = 0,21 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ antifoam + μ etanol + μ asetaldehid

= 34,01 + 0,8991 + 0,77 + 1 + 2,2 + 0,21

= 39,0891 cp = 0,026267 lb/ft.s

C. Menentukan Rate Volumetrik (Q_f)

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{400782}{64{,}45765} = 6217{,}757 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1{,}727155 \text{ ft}^3/\text{s}$$

D. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 892[22] diperoleh :

$$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (1{,}727155)^{(0,45)} \times (64{,}45765)^{0,13}$$

$$= 8{,}571747 \text{ in}$$

Standarisasi Di = 8 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh

Di = 7,981 in = 0,665077 ft

Do = 8,625 in

A = 0,3474 ft^2

E. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}727155}{0{,}3474} = 4{,}97166 \text{ ft/s}$$

$$= 35{,}74531 \text{ gal/menit}$$

F. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}665077 \times 4{,}97166 \times 64{,}45765}{0{,}026267}$$

$$= 8114{,}131 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{7{,}981} = 0{,}000227$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,0083

G. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 3 × 0,75 = 2,25
- Gate valve = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

D. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{laju volumetrik (Q)}}{\text{luas area (A)}} = \frac{1,72719}{0,3474} = 4,97166\ ft/s$$

$$= 32,74331\ gal/menit$$

E. Menentukan Jenis Aliran Fluida (Nre)

$$Nre = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,065077 \times 4,97166 \times 64,4792}{0,02627}$$

$$= 81174,131 > 4000$$

Karena $Nre > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

Ditentukan bahan pipa adalah commercial steel. Dari Geankoplis 6th hal. 88 diperoleh $\varepsilon = (4,6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{7,981} = 0,000227$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88, diligent f (Fanning friction factor) :

0,0053

G. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92) = 3 × 0,75 = 2,25

- Gate valve = 1 buah (wide open)

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 92 :

$$K_c = 0,55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0,55\left(1 - \frac{0}{0,3474}\right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0,0083) \times \frac{50}{(0,665077)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 0,17\right]\frac{(4,97166)^2}{(2 \times 32,174)}$$

$$= 2,483707\ lb_f.ft/lb_m$$

H. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 4,97166$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(4,97166)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32,174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32,174)}{32,174}\right] + \left[\frac{0}{64,45765}\right] + 2,483707$$

$$= 18,25195\ ft.lb_f/lb_m$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 92[Eq]:

$$K_{c_2} = \left[1 - \frac{A_2}{A_1}\right]^2 = \left(1 - \frac{0,5474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[Eq]:

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_c + K_{c_2} + K_{e_2}\right] \frac{v_2^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0,0083) \times \frac{30}{(0,6857077)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 0,17\right] \frac{(4,971166)^2}{(2 \times 32,174)}$$

$$= 2,483707\ lb_f.ft/lb_m$$

ii. Akumulasi Tenaga Mekanik Fluida

Persamaan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64) :

$$\frac{1}{2g}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Diketahui :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 4,971166$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(4,971166)^2}{(2) \cdot (1) \cdot (32,174)}\right] + \left[\frac{(15) \cdot (32,174)}{32,174}\right] + \left[\frac{0}{44,48705}\right] + 2,483707$$

$$= 18,35195\ ft.lb_f/lb_m$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(18{,}25195) \times (1{,}727155) \times (64{,}45765)}{550}$$

$$= 3{,}694471 \text{ hp}$$

Dari Geankoplis 6th, fig. 3.3-2, hal. 136, didapat :

η (effisiensi) pompa = 63 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}694471}{0{,}63} = 5{,}86424 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5{,}86424}{0{,}80} = 7{,}3303 \text{ hp} \approx 7{,}5 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari fermentor ke screen filter

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Commercial steel*

Ukuran: Pipa 8 in Sch. 40

Kapasitas : 400782 lb/jam

Daya : 7,5 hp

Jumlah: 25 buah

24. POMPA SENTRIFUGAL FERMENTOR (L-129)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari fermentor ke *screen filter*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 25 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 181793,5355 kg/jam = 400782 lb/jam

I. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	19980,45	0,109907378	1,4	0,153870329
Air	154526,1	0,850008752	1	0,850008752
H_2SO_4	1,974953	1,08637E-05	1,83	1,98806E-05
Ragi	0,055855	3,07244E-07	1,31	4,0249E-07
Urea	495,8013	0,002727277	1,32	0,003600006
NH_3	0,047763	2,6273E-07	0,69	1,81283E-07
CO_2	66,58005	0,00036624	0,77	0,000282005
C_2H_5OH	6679,653	0,03674307	0,79	0,029027025
C_2H_4O	41,0453	0,00022578	0,77	0,00017385
Antifoam	1,830705	1,00702E-05	1,03	1,03723E-05
	181793,5	1		1,036992803

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,036992803 × 0,995647 = 1,032479 kg/L

= 64,45765 lb/ft^3

J. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%) = 1,51 cp

Air = 0,85 cp

H_2SO_4 (dianggap larutan H_2SO_4 60%) = 5,25 cp

Antifoam = 1 cp

Etanol (dianggap larutan etanol 40%) = 2,2 cp

Asetaldehid = 0,21 cp

Procesamiento Primario

Masa total recibida = [illegible] kg/dia = [illegible] kg/dia

1. Almacenamiento Desechos Frutas

Componente	Valores	xi	Mi	Ci
Melones	[illegible]	[illegible]	1.0	[illegible]
Air	[illegible]	[illegible]	1	[illegible]
H_2SO_4	[illegible]	[illegible]	1.03	[illegible]
Na_2S	[illegible]	[illegible]	1.0	[illegible]
Lime	[illegible]	[illegible]	1.0	[illegible]
NH_3	[illegible]	[illegible]	0.0	[illegible]
CO_2	[illegible]	[illegible]	0.0	[illegible]
$Ca_3(PO_4)_2$	[illegible]	[illegible]	0.0	[illegible]
$CaSO_4$	[illegible]	[illegible]	0.0	[illegible]
Antifoam	[illegible]	[illegible]	1.0	[illegible]
	[illegible]	1		[illegible]

Dilute : Densidad (ρ) air = [illegible] = [illegible] g/ml.

Bal. density (ρ) component = [illegible] - [illegible] = [illegible] kg/l.

= [illegible] m³

4. Almacenamiento Fitohormonas Líquidas

Densidad (ρ) componente

Antifoam (dispersión lateral antifoam 10%) = 1.01 gr

Air

H_2SO_4 (dispersión lateral H_2SO_4 90%) = 1.83 gr

Antifoam = 1 gr

Nutrient (dispersión lateral nutrient 40%) = 1.2 gr

Desinfectant = 0.91 gr

CO_2 = 0,0146 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ antifoam + μ etanol + μ asetaldehid + μ CO_2

= 1,51 + 0,85 + 5,25 + 1 + 2,2 + 0,21 + 0,0146

= 11,0346 cp = 0,007415 lb/ft.s

K. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{400782}{64,45765}$ = 6217,757 ft^3/jam = 1,727155 ft^3/s

= 775,2507 gal/min

L. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,727155)^{(0,45)} \times (64,45765)^{0,13}$

= 8,571747 in

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 (Kern, tabel 5 hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

M. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1,727155}{0,5473}$ = 3,155773 ft/s

N. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,834992 \times 3,155773 \times 64,45765}{0,007415} = 22906,35 > 4000$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulent. (Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{10{,}02} = 0{,}000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,0059

O. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 3 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 3 × 0,75 = 2,25
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0059) \times \frac{50}{(0{,}834992)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 0{,}17\right]\frac{(3{,}155773)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 0{,}833136\ lb_f.ft/lb_m$$

$= 0'833129\ IP^{*}U.IP^{*}$

$$= \left[1 + (0'10020) \times \frac{(0'833129)}{20} + 1 + 0'22 + 5'32 + 0'13 \right] \frac{(3 \times 3'1134)}{(0'1325113)_1}$$

$$\Sigma L_1 = \left[1 + \frac{D}{L_1} + K^{\times} + K^{\wedge} + K^{'} \right] \frac{\Sigma W^{'}}{A_1}$$

Dari hasil $3'10^{-18}$ diperoleh ϱ_{ip} dari $\delta\delta_{(50)}$:

$$K^{''} = \left(1 - \frac{V^{'}}{V} \right)_1 = \left(1 - \frac{0}{0'39134} \right)_1 = 1$$

Dari hasil $3'10^{-18}$ diperoleh ϱ_{ip} dari $\delta\delta_{(50)}$:

$$K^{\wedge} = 0'22 \left(1 - \frac{V^{'}}{V} \right) = 0'22 \left(1 - \frac{0'39134}{0} \right) = 0'22$$

Dari hasil $3'10^{-18}$ diperoleh ϱ_{ip} dari $\delta\delta_{(50)}$:

$K^{'}$ (diperoleh ϱ_{ip} sebesar $3'10^{-1}$ dari $\delta\delta_{(50)}$) = 1 × 0'13 = 0'13

- Dari rumus = 1 pasang (sama rata)

$K^{'}$ (diperoleh ϱ_{ip} sebesar $3'10^{-1}$ dari $\delta\delta_{(50)}$) = 2 × 0'33 = 5'32

- Diketahui $\delta\delta_3$ = 3 pasang

- Tiang pancang = 20 D

c) Penentukan tiang pancang (n)

0'10025

Dari diperoleh ϱ_{ip} ujung ($3'10^{-3}$) dari $\delta\delta_{(50)}$ diperoleh 1 (pasang tiang tegak) :

$$\frac{D}{s} = \frac{10'05}{(4'9 \cdot 10_{-3}) \times 30'25} = 0'000181$$

diketahui s = $(0'9 \times 0'10_{-3})$ m sehingga :

Dari diperoleh ϱ_{ip} dari $\delta\delta_{(50)}$ Dari diperoleh pada tiang bahan sebesar $3'10^{-1}$:

P. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}155773$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(3{,}155773)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{64{,}45765}\right] + 0{,}833136$$

$= 15{,}9879$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(15{,}9879) \times (1{,}727155) \times (64{,}45765)}{550} = 3{,}236194 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 65%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}236194}{0{,}65} = 4{,}97876 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 85%

ค่าเฉลี่ยของ $\theta_{2,3}$ = 0.0000 rad

โดยใช้ค่าความชันของเส้นโค้งแอ่นตัวที่ 3 และ 4 ดังนี้ :

$$\theta_{3,4} = \frac{\Delta}{L_{3,4}} = \frac{0.00}{10.0000} = 0.00000 \text{ rad}$$

ค่าเฉลี่ยของ $\theta_{3,4}$ = 0.0000

โดยใช้ค่าความชันของเส้นโค้งแอ่นตัวที่ 4 และ 5 ดังนี้ :

$$\theta_{4,5} = \frac{\Delta_{4,5}}{L_{4,5}} = \frac{0.00}{(0.00000) + (0.00000) + (0.00000)} = 0.00000 \text{ rad}$$

ค่าเฉลี่ยของ :

$$= 0.00000 \text{ rad}$$

$$M^2 = \left[\frac{(3)\cdot(1)\cdot(0.00000)}{(0.00000)}\right] + \left[\frac{0.00000}{(12)\cdot(0.00000)}\right] + \left[\frac{0.00000}{0}\right] + 0.00000$$

เมื่อ :

$n = 1$

$V_b = 0$

$V = 0.00000$ kN

$V^2 = 12$ kN

ดังนั้นจะได้ :

$$\left[\frac{(3\times 0\times 0^2)}{V_1}\right] + \left[\frac{0^2}{(V_2\times 0)}\right] + \left[\frac{0}{V_b}\right] + \Sigma L + M^2 = 0$$

$$\frac{3^2}{1}\left(\theta_1^{2} - \theta_1^{1}\right) + 0\left(\theta^2 - \theta^1\right) + \frac{0}{0 - 0} + \Sigma L + M^2 = 0$$

โดยแทนค่าจาก โมเมนต์ (ข้อ 3.1-3.8) ดังนี้ $\theta_{1,2}$ และ $\theta_{1,3}$:

ค่า โมเมนต์ดัดของ ปลายคานช่วงที่ 2 ด้านซ้าย

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{4{,}97876}{0{,}85} = 5{,}857365 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari fermentor ke *screen filter*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 400782 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 25 buah

25. *SCREEN FILTER* (H-131)

Fungsi : Memisahkan etanol dengan impurities dan biomassa

Jumlah : 1 buah

Dasar perancangan

Massa bahan masuk : 175272,6072 kg/jam = 386406 lb/jam

A. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	14828,21	0,084600813	1,4	0,118441
Air	153753,5	0,877224731	1	0,877225
H_2SO_4	1,965078	1,12116e-05	1,83	2,05e-05
Urea	0,055576	3,17082e-07	1,32	4,19e-07
C_2H_5OH	6646,254	0,037919527	0,79	0,029956
C_2H_4O	40,84007	0,000233009	0,77	0,000179
Antifoam	1,821551	1,03927e-05	1,03	1,07e-05
	175272,6	1		1,025833

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,025833 × 0,995647 = 1,021368 kg/L

= 63,764 lb/ft^3

B. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 60%)	= 34,01 cp
Air	= 0,8991 cp
H_2SO_4 (dianggap H_2SO_4 60%)	= 0,77 cp
Antifoam	= 1 cp
Etanol (dianggap etanol 40%)	= 2,2 cp
Asetaldehid	= 0,21 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ antifoam + μ etanol + μ asetaldehid

= 34,01 + 0,8991 + 0,77 + 1 + 2,2 + 0,21

= 39,0891 cp = 0,026267 lb/ft.s

C. Menentukan Rate Volumetrik (Q_f)

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{386406}{63,764} = 6059,94 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

= 1,683317 ft^3/s

D. Menentukan Dimensi

Dari dasar perancangan dan sesuai rate volumetrik :

Rate volumetrik (Q_f) = 1,683317 ft^3/s = 100,99902 ft^3/Menit

Shingga didapatkan dimensi screen filter

P = 10 m = 32,808 ft

L = 20 m = 65,616 ft

t = 5 m = 16,40 ft

dengan ukuran screen 100 mash

26. POMPA SENTRIFUGAL FILTER (L-132)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari *screen filter* ke tangki broth

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 175272,6072 kg/jam = 386406 lb/jam

D. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Molasses	14828,21	0,084600813	1,4	0,118441
Air	153753,5	0,877224731	1	0,877225
H_2SO_4	1,965078	1,12116e-05	1,83	2,05e-05
Urea	0,055576	3,17082e-07	1,32	4,19e-07
C_2H_5OH	6646,254	0,037919527	0,79	0,029956
C_2H_4O	40,84007	0,000233009	0,77	0,000179
Antifoam	1,821551	1,03927e-05	1,03	1,07e-05
	175272,6	1		1,025833

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 1,025833 × 0,995647 = 1,021368 kg/L

= 63,764 lb/ft^3

E. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Molasses (dianggap larutan sukrosa 20%) = 1,51 cp

Air = 0,85 cp

H_2SO_4 (dianggap larutan H_2SO_4 60%) = 5,25 cp

Antifoam = 1 cp

Etanol (dianggap larutan etanol 40%) = 2,2 cp

Asetaldehid = 0,21 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ antifoam + μ etanol + μ asetaldehid

= 1,51 + 0,85 + 5,25 + 1 + 2,2 + 0,21

= 11,02 cp = 0,007405 lb/ft.s

F. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{386406}{63,764}$ = 6059,94 ft^3/jam = 1,683317 ft^3/s

= 755,5735 gal/min

G. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,683317)^{(0,45)} \times (63,764)^{0,13}$

= 8,461241 in

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 (Kern, tabel 11, hal. 844)[23], sehingga diperoleh :

Di = 10 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

H. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1,683317}{0,5473}$ = 3,075674 ft/s

Air = 0.89 cp

H_2SO_4 (dengan larutan H_2SO_4 60%) = 5.25 cp

Amilum = 1 cp

Gula (dengan larutan gula 40%) = 2.2 cp

Asetaldehid = 0.21 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ molasses + μ air + μ H_2SO_4 + μ amilum + μ gula + μ asetaldehid

= 1.21 + 0.89 + 5.25 + 1 + 2.2 + 0.21

= 11.02 cp = 0.007405 lbm/ft.s

F. Menentukan Laju Volumetrik (Q)

$$\text{Laju volumetrik (Q)} = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{380\text{-}100}{63.764} = 0.0439.94\ \text{ft}^3/\text{jam} = 1.083177\ \text{ft}^3/\text{s}$$

= 725.5735 gal/min

G. Menentukan Diameter Optimal ($D_{i,opt}$)

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[Lit.1], diperoleh :

$$D_{i,opt} = 3.9\,(Q_f)^{0.45}\,(\rho)^{0.13} = 3.9\,(1.083177)^{0.45}\,(63.764)^{0.13}$$

= 8.461241 in

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 [Geankoplis, hal. 892][Lit.2], sebagai diperoleh :

Di = 10 in = 0.834092 ft

Do = 10.75 in

A = 0.5472 ft^2

H. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{laju volumetrik (Q)}}{\text{luas aliran (A)}} = \frac{1.083177}{0.5472} = 3.07507 \text{ ft/s}$$

I. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}834992 \times 3{,}075674 \times 63{,}764}{0{,}007405} = 22113{,}96 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{7{,}981} = 0{,}000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,006

J. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 4 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 4 × 0,75 = 3
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

1. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,0340902 \times 2,0725974 \times 62,764}{0,00740S} = 23110,96 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

Ditentukan bahan pipa adalah commercial steel. Dari Geankoplis 6th, hal. 88 diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{2,981} = 0,000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88 [illegible], diduga f (Friction factor) :

0,006

2. Menentukan Panjang Pipa (Σl)

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 4 buah

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92) = 4 x 0,75 = 3

- Gate valve = 1 buah (wide open)

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 92) = 1 x 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 92 :

$$K_c = 0,55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0,55\left(1 - \frac{0}{0,3474}\right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 92 :

$$K_e = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F \right] \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}006) \times \frac{50}{(0{,}834992)} + 1 + 0{,}55 + 3 + 0{,}17 \right] \frac{(3{,}075674)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 0{,}905159 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

K. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}075674$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(3{,}075674)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{63{,}764}\right] + 0{,}905159$$

$$= 16{,}05217 \text{ ft.lb}_f\text{/lb}_m$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}05217) \times (1{,}683317) \times (63{,}764)}{550} = 3{,}132654 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

Dans leur ensemble, les mouvements de 14-01 et 250$_{[illegible]}$ opèrent :

$$MHb = \frac{220}{K' \times Q' \times b} = \frac{220}{(10'02313) \times (1'08713) \times (0'2304)} = 3'1375234 \text{ m}$$

Pertes hydrauliques :

$$= 10'02313 \text{ m}^3/\text{s}^{-1}$$

$$K' = \left[\frac{(3) \cdot (1) \cdot (3'1375)}{(3'0320347)}\right] + \left[\frac{3'1375}{(12) \cdot (3'1375)}\right] + \left[\frac{3'1375}{0}\right] = 0'0002126$$

Valeurs :

$n = 1$

$Vb = 0$

$Vx = 3'0320347$ m/s

$Vx = 12$ m

Hydrocarbures :

$$\left[\frac{(3 \times 0 \times 3^2)}{Vx_1}\right] + \left[\frac{3^2}{(Vx \times 3)}\right] + \left[\frac{b}{Vb}\right] + \Sigma L + K' = 0$$

$$\frac{3^2}{1}(Vx_1^{2} - Vx_1^{2}) + 3(3^2 - x^2) + \frac{b}{b^2 - b^2} + \Sigma L + K' = 0$$

Représente pour Hamoudi (pour 3'1-3'8 correspondre Q_{in} et $Q_{[illegible]}$) :

K' représente pertes linéaires pour

$$= 0'0002126 \text{ m}^3/\text{s}^{-1}$$

$$= \left[1 (0'000) \times \frac{(0'8314667)}{20} + 1 + 0'25 + 1 + 0'13\right] \frac{(3 \times 3'1375)}{(3'0320347)^2}$$

$$\Sigma L = \left[\Sigma L \frac{D}{VT} + K' + K' + K'\right] \frac{3^2}{A_1}$$

Dans leur 3'10-18 correspondre Q_{in} et $Q_{[illegible]}$:

η (effisiensi) pompa = 64%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3,132654}{0,64} = 4,894771 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 84%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{4,894771}{0,84} = 5,827108 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari *screen filter* ke tangki *broth*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 386406 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

27. TANGKI BROTH (F-133)

Fungsi : Menampung sementara etanol sebelum didestilasi di kolom destilasi I

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

– E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8

- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 175272,6072 kg/jam = 386406 lb/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Densitas bahan : 1,021368 kg/L = 63,764 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Reaktor

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $V_L = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{386406}{63,764} = 6059,94$ ft^3/jam

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 6059,94$ ft^3

$V_T = 7574,925$ ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$$

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$7574{,}925 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3 \text{, dimana Ls/Di} = 1{,}5$$

$$7574{,}925 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 5623{,}97\ ft^3$$

$$Di = 17{,}78338\ ft = 213{,}4027\ in = 5{,}42044\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 17{,}78338 = 26{,}67507\ ft = 320{,}1041\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$6059{,}94 = \left(\frac{\pi}{4} \times (17{,}78338)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(17{,}78338^3)$$

$$6059{,}94 = 248{,}2552\ L_{ls} + 476{,}3502$$

$$5583{,}59 = 248{,}2552\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 22{,}49133\ ft = 269{,}8987\ in$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{63{,}764 \times (22{,}49133 - 1)}{144} = 9{,}516481\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 9,516481 = 24,21248 psia

= 9,516481 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\ P_i)} + C = \frac{(9{,}516481)(213{,}4027)}{2\ [(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(9{,}516481)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}130221\ in = 2{,}083529/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$$7574{,}025 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}08847\,D^2 + 0{,}08847\,D^2 \text{ dimana } L_a(D) = 1{,}5$$

$$7574{,}025 = 1{,}3469\,D^2$$

$$D^2 = 5623{,}07\ ft^2$$

$$D = 17{,}78336\ ft = 213{,}4027\ in = 5{,}42044\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (La)

$$L_a = 1{,}5 \times D = 1{,}5 \times 17{,}78336 = 26{,}67507\ ft = 320{,}1041\ in$$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_a)

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times L_a\right) + 0{,}08847\,D^2$$

$$6059{,}04 = \left(\frac{\pi}{4} \times (17{,}78336)^2 \times L_a\right) + 0{,}08847\,(17{,}78336)^2$$

$$6059{,}04 = 246{,}2352\ L_a + 279{,}3502$$

$$5779{,}59 = 246{,}2352\ L_a$$

$$L_a = 23{,}4701\ ft = 281{,}6087\ in$$

F. Menentukan Tekanan Design (Pd)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_a - 1)}{144} = \frac{63{,}794 \times (23{,}4701 - 1)}{144} = 9{,}931681\ psia$$

$$P\ desain = P\ operasi + P\ hidrostatis = 14{,}696 + 9{,}931681 = 24{,}21768\ psia$$

$$= 9{,}931681\ psig$$

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P \times D}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P)} + C = \frac{(9{,}931681)(213{,}4027)}{2\,(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(9{,}931681)} + (1/16)$$

$$= 0{,}13021\ in = 2{,}08329/16 = 3/16\ in$$

Standardisasi Dp :

$Do = Di + (2 \times t_s) = 213{,}4027 + 2(3/16) = 213{,}777$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[21], diperoleh :

Do_{baru} = 216 in

Di_{baru} = $Do - 2t_s = 216 - 2(3/16) = 215{,}625$ in

r = $Di_{baru} = 215{,}625$ in

icr = $6\% \times Di = 6\% \times 215{,}625 = 12{,}9375$ in

sf = $1{,}5\text{-}2 \approx 2$

Ls_{baru} = $1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 215{,}625 = 323{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(9{,}516481)(215{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(9{,}516481)} + (1/16)$$

$= 0{,}183575$ in $= 2{,}937203/16$ in $\approx 3/16$ in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{215{,}625}{2} = 107{,}8125 \text{ in}$$

AB = $a - icr = 107{,}8125 - 12{,}9375 = 94{,}875$ in

BC = $r - icr = 215{,}625 - 12{,}9375 = 202{,}6875$ in

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(202{,}6875)^2 - (94{,}875)^2} = 179{,}1116 \text{ in}$$

b = $r - AC = 215{,}625 - 179{,}1116 = 36{,}51342$ in

ha = $hb = tha + b + sf = 3/16 + 36{,}51342 + 2 = 38{,}70092$ in

H = $L_s + ha + hb = 323{,}4375 + 38{,}70092 + 38{,}70092 = 400{,}8393$ in

$Do = Di + (2 \times t_s) = 213.4027 + 2(3/16) = 213.777$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[91], diperoleh :

$Dstd = 216$ in

$Dkum = Do - 2t_s = 216 - 2(3/16) = 215.625$ in

$r = Dkum = 215.625$ in

$icr = 0.6 \times Di = 0.6 \times 215.625 = 12.9375$ in

$sf = 1.5 - 2 = 2$

$Lsum = 1.5 \times Di = 1.5 \times 215.625 = 323.4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0.885 \times P_i \times r}{f \times E - 0.1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell & Young, hal. 138, (5.16))}$$

$$= \frac{(0.885)(0.316148)(215.625)}{(18750)(0.8) - (0.1)(0.316148)} + (1/16)$$

$$= 0.183573 \text{ in} = 2.937126/16 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

I. Menentukan Tinggi Tutup (ht)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{215.625}{2} = 107.8125 \text{ in}$$

$AB = a - icr = 107.8125 - 12.9375 = 94.875$ in

$BC = r - icr = 215.625 - 12.9375 = 202.6875$ in

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(202.6875)^2 - (94.875)^2} = 179.1116$ in

$b = r - AC = 215.625 - 179.1116 = 36.51342$ in

$hs = tb + b + sf = 3/16 + 36.51342 + 2 = 38.70092$ in

$ht = t_s + hs + tb = 323.4375 + 38.70092 + 38.70092 = 400.8393$ in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Tangki *broth*

Fungsi : Menampung sementara etanol sebelum didestilasi di kolom destilasi I

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume total = 7574,925 ft^3
- Di (diameter dalam) = 215,625 in
- Do (diameter luar) = 216 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 323,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,70092 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 38,70092 in
- H (tinggi tangki) = 400,8393 in

28. POMPA SENTRIFUGAL BROTH (L-134)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki *broth* ke kolom destilasi I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 175272,6072 kg/jam = 386406 lb/jam

Densitas bahan : 63,764 lb/ft^3

Viskositas bahan : 0,007405 lb/ft.s

A. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

$$\textit{Rate}\ \text{volumetrik}\ (Q_f) = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{386406}{63,764} = 6059,94\ \text{ft}^3/\text{jam} = 1,683317\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$= 755,5375\ \text{gal/min}$$

B. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (1,683317)^{(0,45)} \times (63,764)^{0,13}$$

$$= 8,461241\ \text{in}$$

Standardisasi Di = 10 in Sch. 40 (Kern, tabel 11, hal. 44[23], sehingga diperoleh :

Di = 10,02 in = 0,834992 ft

Do = 10,75 in

A = 0,5473 ft^2

C. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1,683317}{0,5473} = 3,075674\ \text{ft/s}$$

D. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,834992 \times 3,075674 \times 63,764}{0,007405} = 22113,96 > 4000$$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{7{,}981} = 0{,}000181$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,006

E. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 5 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 5 × 0,75 = 3,75
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}006) \times \frac{50}{(0{,}834992)} + 1 + 0{,}55 + 3{,}75 + 0{,}17\right]\frac{(3{,}075674)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 1{,}015416\ lb_f.ft/lb_m$$

[illegible]

$$= \left[[illegible] \times \frac{[illegible]}{[illegible]} + [illegible] \right] \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

$$= \left[[illegible] \right] \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

$$[illegible] = \left([illegible] \right) = \left([illegible] \right) = [illegible]$$

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

$$[illegible] = [illegible] \left([illegible] \right) = [illegible] \left([illegible] \right) = [illegible]$$

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

- [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

- [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

- [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

- [illegible] $[illegible]$ [illegible]

- [illegible] $[illegible]$ [illegible]

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

[illegible]

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

[illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible] $[illegible]$ [illegible]

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}075674$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(3{,}075674)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{63{,}764}\right] + 1{,}099925$$

$= 16{,}16243$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}16243) \times (1{,}683317) \times (63{,}764)}{550} = 3{,}154171 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 64%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}154171}{0{,}64} = 4{,}928392 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 84%

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Persamaan pers. bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th hal. 64[1]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_2^2 - v_1^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{\left(2 \times \alpha \times g_c\right)}\right] + \left[\frac{\left(\Delta z \times g\right)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimensionalkan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}075674$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(3{,}075674)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] - \left[\frac{0}{62{,}764}\right] + 1{,}0990075$$

$$= 16{,}10243 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}10243) \times (1{,}683317) \times (62{,}764)}{550} = 3{,}154171 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[2], didapat :

η (efisiensi) pompa = 64%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{3{,}154171}{0{,}64} = 4{,}928392 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[2], didapat :

η (efisiensi) motor = 84%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{4{,}928392}{0{,}84} = 5{,}867133 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki *broth* ke kolom destilasi I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 10 in Sch. 40

Kapasitas : 386406 lb/jam

Daya : 6 hp

Jumlah : 1 buah

29. *HEATER* (E-135)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan sebelum feed masuk destilasi 01

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu steam masuk (T_1) = 200 °C = 392 °F

Suhu steam keluar (T_2) = 200 °C = 392 °F

Suhu feed masuk (t_1) = 32 °C = 89,6 °F

Suhu feed keluar (t_2) = 92 °C = 197,6 °F

Dasar Perhitungan :

C. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 175948,5529kg/jam = 387900,16 lb/jam

Massa steam = 22862,7836 kg/jam = 50403,809 lb/jam

Panas steam = 10604910,94 kkal/jam = 2661832,64 Btu/jam

D. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 194,4\ ^oF$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 302,4\ ^oF$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 244,43\ ^oF$$

$\Delta t = Ft.\Delta t_{LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 244,43\ ^oF$

$= 244,43\ ^oF$

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 392\ ^oF$ $= 143,6\ ^oF$

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

$a_{an} = 3,140\ in^2$ do = 3,500 in

de = 1,140 in di = 3,068 in

de' = 0,530 in a" = 0,917 ft^2/ft

$a_p =$ 7,380 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
$a_{an} = 3.140\ in^2$	$a_p = 7,380\ in^2$

B. Mengklasing Ganda

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 \qquad = 194,4\ °F$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 \qquad = 302,4\ °F$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 244,43\ °F$$

$\Delta t = (\Delta t_{LMTD})$ dimana : $R_t = 1$ (Proses isothermal)

$= 1 \times 244,43\ °F$

$= 244,43\ °F$

C. Mengklasing Suhu Kalorik

$T_c = \frac{1}{2}(T_1 + T_2) \qquad t_c = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$

$= 392\ °F \qquad = 143,6\ °F$

D. Tetap Up DPPBE

Ukuran DPPBE : 4 x 3 (95 Sch 40

Hogian Annulus (Sesuai table 6.2 hal 110) Hogian Pipa (Sesuai table 11 hal 840)

$a_{an} = 3,140\ in^2 \qquad ap = 5,499\ in$

$de = 1,140\ in \qquad di = 3,068\ in$

$de' = 0,330\ in \qquad a'' = 0,917\ ft^2/ft$

$a_p = 7,380\ in^2$

Kecepatan Perpindahan Panas (Ma)

Annulus (Liquid)	Pipa (Steam)
1. Mengklasing Nre	**1'. Mengklasing Nre**
$a_{an} = 3,140\ in^2$	$a_p = 7,380\ in^2$

$= 0{,}02\ ft^2$

$$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{424723{,}459}{0{,}02}$$

$= 19395008\ lb/jam.ft^2$

tc $= 143{,}6\ ^oF$

$\mu = 0{,}48$ cp (Kern, gbr 14,hal 823)

$$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{(1{,}140/12) \times 19395008}{0{,}48 \times 2{,}42}$$

$= 19034357{,}02$

2. Mencari J_H

$J_H = 550$ (Kern, gbr 28,hal 838)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

$k = 0{,}0066\ btu/jam.ft^2(°F/ft)$

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh :

$Cp = 0{,}82\ btu/lb.°F$

$$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0{,}14}$$

$$= 550 \left(\frac{0{,}0066}{(1{,}140/12)}\right)\left(\frac{0{,}82 \times 0{,}48}{0{,}0066}\right)^{1/3}$$

$= 0{,}05\ ft^2$

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{424723{,}459}{0{,}05}$$

$= 7758003{,}2\ lb/jam.ft^2$

$$Nret = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{3{,}068 \times 7758003{,}2}{0{,}8 \times 2{,}42}$$

$= 12294191{,}02$

2. Mencari J_H

Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari

3. Mencari h_{io}

karena media pemanasnya steam jenuh, maka :

$hio = 1{,}500\ btu/jam.ft^2.°F$

$= 0.03\ ft$

$$Q_m = \frac{m}{\rho_w} = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

$= [illegible]\ ft^3/sec$

$\mu = [illegible]\ ^{\circ}F$

$\mu = [illegible]\ cp$ (from pipe-sized [illegible])

$$Nre = \frac{dp \times (Qm)}{\mu \times [illegible]}$$

$$= \frac{[illegible] \times [illegible]}{[illegible] \times [illegible]}$$

$= [illegible]$

2. Measured h_f

$h_f = [illegible]$ (from pipe-sized [illegible])

3. Measured h_f

Measure media pressures above pump.

Initial pump differ

4. Measured h_f

Based on the pressures above pump.

media:

$h_f = [illegible]\ ft$

$= 0.03\ ft$

$$Q_m = \frac{m}{\rho_w} = \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

$= [illegible]\ ft^3/sec$

$$Nre = \frac{dp \times (Qm)}{\mu \times [illegible]}$$

$$= \frac{[illegible] \times [illegible]}{[illegible] \times [illegible]}$$

$= [illegible]$

2. Measured h_f

Measure media pressures above pump.

Initial pump differ

4. Measured h_f

Based on the pressures above pump.

media:

$h_f = [illegible]\ ft$

3. Hydraulic Energy Conversion Efficiency

Pump/motor assembly (Set)

Data Acquisition system (Set)

$k = 0.0006$ Roughness $[illegible]$

Data Acquisition system k and MV dependent

$C_p = 0.85$ Sensitivity

$$h_f = h_f \left[\frac{k}{(dp)} \right] \left[\frac{L}{d} \right] \left[\frac{v^2}{2g} \right]$$

$$= 350 \left[\frac{[illegible]}{([illegible])} \right] \left[\frac{0.85 \times 0.48}{0.0006} \right]$$

= 149,2863 Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1{,}4850 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{o}\text{F}$$

2. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 1{,}3881 \text{ jam.ft}^2\ ^{o}\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 79{,}2049 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86{,}3739 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 20841285,44 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003723\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01353$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ = 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 13461276,58 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003768\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ = 9,41728E-06 psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Heater

Fungsi : Menaikkan suhu bahan sebelum feed masuk destilasi 01

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

Evaluasi Pemanasan Tekanan (ΔP)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Mengetahui Re dan f nilai $Re_s = 208412783,44$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_s)^{0,42}}$ $= 0,003723\ ft^2/in^2$ 2. Menemu ΔP kesan pengalir pipa dari Kern hal 808 diagram : $Sg = \frac{\rho}{62,45}$ $= 0,07353$ $\rho = 172,041\ lb/ft^3$ $\mu = 4,13 \times 10^{-6}$ $= 0,4178$ psi < 10 psi (memenuhi)	1. Mengetahui Re dan f nilai $Re_t = 1546127 0,35$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_t)^{0,42}}$ $= 0,0037708\ ft^2/in^2$ 2. Menemu ΔP pipa $\Delta P_n = \frac{4 \times f \times G\rho^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= 0,417281-06$ psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Kondor

Fungsi : Mendinginkan suhu bahan sebelum keluar masuk dendang 01

Type : (OPIII)

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M type 316

Bagian annulus : $\sigma_{an} = 3,14 \cdot 10^{-2}$

- de = 1,140 in
- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in
- di = 3,068 in
- a" = 0,917 ft^2/ft
- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

30. *REBOILER* (E-136)

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 01 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-210)

Tipe : DPHE

Diketahui :

Suhu steam masuk (T_1) = 200 °C = 392 °F

Suhu steam keluar (T_2) = 200 °C = 392 °F

Suhu uap distilat (t_1) = 100°C = 212°F

Suhu distilat cair (t_2) = 92 °C = 197,6 °F

Dasar Perhitungan :

A. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 168490.625 kg/jam = 371456 lb/jam

Massa steam = 2445.584836 kg/jam = 5391,58 lb/jam

Panas steam = 1632649.991 kkal/jam = 409795,1477 Btu/jam

B. Menghitung $\Delta_{t\,LMTD}$

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = 194,4 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 180\ ^oF$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 187{,}1077\ ^oF$$

$\Delta_t = Ft.\Delta_{t\ LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 187{,}1077\ ^oF$

$= 187{,}1077\ ^oF$

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 392\ ^oF$ $= 204{,}8\ ^oF$

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 3 x 2 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11hal 884)

$a_{an} = 2{,}93\ in^2$ do = 2,58 in

de = 1,57 in di = 2,067 in

de' = 0,69 in a" = 0,622 ft^2/ft

$a_p = 3{,}35\ in^2$

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
$a_{an} = 2{,}93\ in^2$	$a_p = 3{,}35\ in^2$
$= 0{,}0203\ ft^2$	$= 0{,}0233\ ft^2$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 \qquad = 180\ °F$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 182.1077\ °F$$

$\Delta t_c = F_t \Delta t_{LMTD} \qquad$ dimana : F_t = 1 (Proses Isotermal)

$= 1 \times 182.1077\ °F$

$= 182.1077\ °F$

c. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = \frac{1}{2}(T_1 + T_2) \qquad t_c = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$

$= 302\ °F \qquad = 204.5\ °F$

d. Total Ub DPHE

Diketahui DPHE : 2 x 2 (PS Sch 40)

Digunakan Annulus (Sesuai table 8.2 hal 110) Digunakan Pipa (Sesuai table 11 hal 844)

$a_{an} = 2.95\ in^2 \qquad do = 2.38\ in$

$de = 1.37\ in \qquad di = 2.067\ in$

$de' = 0.09\ in \qquad a'' = 0.622\ ft^2/ft$

$a_p = 3.35\ in^2$

Evaluasi Perpindahan Panas (Kd)

Annulus (Liquid)	Pipa (Steam)
1. Menghitung Nre	**f'. Menghitung Nre**
$G_{an} = 2.95\ in^2$	$G_p = 3.35\ in^2$
$= 0.0205\ ft^2$	$= 0.0233\ ft^2$

$$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{192706}{0,0203}$$

$= 18572800$ lb/jam.ft^2

tc = 204,8 °F

μ = 0,39 cp (Kern, gbr 14,hal 823)

$$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{(1,57/12) \times 692940,8116}{0,39 \times 2,42}$$

= 96058,22864

2. Mencari J_H

$J_H = 160$ (Kern, gbr 28,hal 838)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

k = 0,0209 btu/jam.ft^2(°F/ft)

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh :

Cp = 0,51 btu/lb.°F

$$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$= 160 \left(\frac{0,0209}{(1,57/12)}\right)\left(\frac{0,51 \times 0,39}{0,0209}\right)^{1/3}$$

= 0,9271 Btu/jam.ft2.°F

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{5391,58}{0,0233}$$

$= 996,3286$ lb/jam.ft^2

Tc = 308,048 °F

μ = 0,0013 cp (Kern, gbr 14,hal 825)

$$Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{2,067 \times 996,3286}{0,0013 \times 2,42}$$

= 65461,25747

2. Mencari J_H

Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari

3. Mencari h_{io}

karena media pemanasnya steam jenuh, maka :

hio = 1.500 btu/jam.ft^2.°F

$$G_m = \frac{m}{a_m} = \frac{192700}{0,0205}$$

$$= 18572800 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$t_c = 204,8 \text{ °F}$$

$$\mu = 0,39 \text{ cp} \qquad \text{(Kern, gbr 14,fig 823)}$$

$$Re_{ms} = \frac{d_c \times G_m}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{(1,5724/12) \times 0929400,8115}{0,39 \times 2,42}$$

$$= 0605822864$$

2. **Menurut J_H**

$$J_H = 160 \qquad \text{(Kern, gbr 23,fig 824)}$$

3. **Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)**

Dari Kern tabel 3 hal 801 diperoleh :

$$k = 0,0209 \text{ Btu/jam.ft}^2(°F/ft)$$

Dari Kern tabel 3 hal 807 diperoleh :

$$Cp = 0,51 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$ho = J_H \left(\frac{k}{d_c}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$= 160 \left(\frac{0,0209}{(1,5724/12)}\right)\left(\frac{0,51 \times 0,39}{0,0209}\right)^{1/3}$$

$$= 0,9271 \text{ Btu/jam.ft2.°F}$$

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{3341,58}{0,0233}$$

$$= 996,2280 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Tc = 208,048 \text{ °F}$$

$$\mu = 0,0013 \text{ cp} \qquad \text{(Kern, gbr 14,fig 823)}$$

$$Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{2,067 \times 996,2280}{0,0013 \times 2,42}$$

$$= 654601,25747$$

2. **Menurut J_H**

Karena media pemanasnya steam jenuh,

J_H tidak perlu dicari

3. **Menurut h_{io}**

Karena media pemanasnya steam jenuh,

maka :

$$hio = 1,500 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 0{,}5730 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

5. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0{,}003493 \text{ jam.ft}^2\ ^oF/Btu$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 75507{,}726 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 121395{,}0579 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

4. Menurut tahanan pipa bersih

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 0,5720 \ Btu/jam.ft^2.°F$$

5. Menurut faktor kotoran pipa tembaga

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$= 0,0003493 \ jam.ft^2.°F/Btu$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t}$$

$$= 75507,726 \ ft^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 12170,0570 \ ft$$

Rd dihitung > Rd kesepakan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

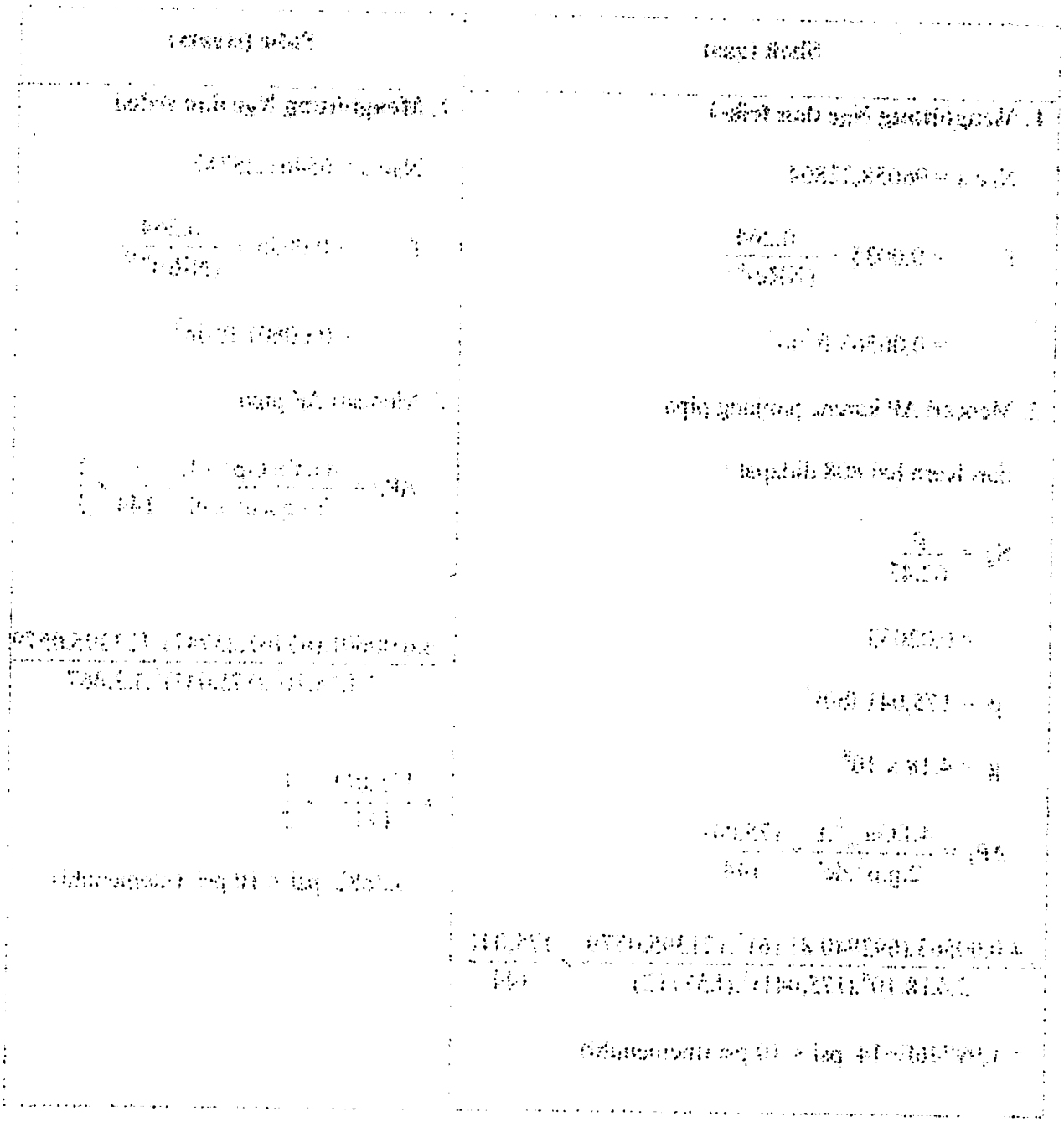
Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 96058,22864 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00563\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}02053$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ $\Delta P_1 = \frac{4.f.Ga_{an}^2.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \frac{175{,}041}{144}$ $= \frac{4.0{,}00563.(692940{,}8116)^2.121395{,}0579}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.(1{,}57/12)} \times \frac{175{,}041}{144}$ = 1,99746E+14 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 65461,25747 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00601\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= \frac{4.0{,}00601.(65461{,}25747)^2 121395{,}0579}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.1{,}2{,}067}$ $\times \frac{175{,}041}{144} \times \frac{1}{2}$ = 3,3682 psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Reboiler

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 01 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-210)



Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 2,98 in^2

- de = 4,57 in

- de' = 0,69 in

Bagian pipa : - do = 2,38 in

- di = 2,067 in

- a" = 0,622 ft^2/ft

- a_p = 3,35 in^2

Jumlah : 1 buah

31. KONDENSOR (E-137)

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilasi menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu uap distilat (T_1) = 93,29 °C = 199,922°F

Suhu distilat cair (T_2) = 94,44 °C = 201,992°F

Suhu air masuk (t_1) = 28 °C = 82,4°F

Suhu air keluar (t_2) = 45°C = 113 °F

Dasar Perhitungan :

A. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa uap = 5506,2456 kg/jam = 12139,1936 lb/jam

Massa pendingin = 961,6229 kg/jam = 2120,0156 lb/jam

Panas pendingin = 16337,9537 kkal/jam = 64790,6264 Btu/jam

B. Menghitung $\Delta_{t\,LMTD}$

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = -119,5920 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1$ = 86,922 °F

$$\Delta_{t\,LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 102{,}3897\ ^{o}F$$

Δ_t = Ft.$\Delta_{t\,LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

= 1 × 103,1497 °F

= 102,3897 °F

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

= 141,161 °F = 97,7 °F

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 2 x 1,25 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11hal 884)

a_{an} = 1,19 in^2 do = 1,66 in

de = 0,915 in di = 1.380 in

de' = 0,40 in a" = 0,435 ft^2/ft

a_p = 1,50 in^2

Massa pendingin = 901.6229 kg/jam = 2120.0156 lb/jam

Panas pendingin = 16077.0527 kkal/jam = 64290.0264 Btu/jam

B. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = 110.8920 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1$ = 86.922 °F

$\Delta t_{LMTD} = \dfrac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ = 102.3807 °F

$\Delta t_c = F_t \cdot \Delta t_{LMTD}$ dimana : F_t = 1 (Fluida isothermal)

= 1 × 102.3807 °F

= 102.3807 °F

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = 1/2\,(T_1 + T_2)$ $t_c = 1/2\,(t_1 + t_2)$

= 141.161 °F = 97.7 °F

D. Total Up, UDHE

Diketahui UDHE : 2 x 1.25 PS Sub 40

Ringan Annulus (dari table 6.2 hal 110) Ringan Pipa (dari table 11 hal 844)

a_{an} = 1.19 in^2 d_o = 1.66 in

d_e = 0.915 in d_i = 1.360 in

d_e^2 = 0.40 in a'' = 0.435 ft^2/ft

a_p = 1.50 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Shell (Campuran Bahan)	Tube (Air Pendingin)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
a_{an} = 1,19 in^2	a_p = 1,50 in^2
= 0,0083 ft^2	= 0,0104 ft^2
$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{12139,1936}{0,0083}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{2120,0156}{0,0104}$
= 1462553,4471 lb/jam.ft^2	= 203847,6538 lb/jam.ft^2
tc = 97,7 °F	Tc = 141,161 °F
μ = 0,35 cp (Kern, gbr 14,hal 823)	μ = 0,0067 cp (Kern, gbr 14,hal 825)
$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$	$Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{(0,915/12) \times 1462553,447}{0,35 \times 2,42}$	$= \frac{1,380 \times 203847,6538}{0,0067 \times 2,42}$
= 131664,3452	= 17349806,47
2. Mencari J_H	**2. Mencari J_H**
J_H = 160 (Kern, gbr 28,hal 838)	Karena media pendinginnya air, J_H tidak perlu dicari
3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	**3. Mencari h_{io}**
Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :	karena media pemanasnya steam jenuh, maka :
k = 0,0077 btu/jam.ft^2(°F/ft)	hio = 1.500 btu/jam.ft^2.°F
Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh :	
Cp = 0,34 btu/lb.°F	

Evaluasi Terpindahkan Panas (lcd)

Sisi (Compressor Bahan)	Tube (Air Pendingin)
1. Mengitung Nre	1. Mengitung Nre
$a_m = 1,19\ in^2$	$a_p = 1,50\ in^2$
$= 0,0083\ ft^2$	$= 0,0104\ ft^2$
$G_m = \frac{m}{a_m} = \frac{12129,1930}{0,0083}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{21270,0130}{0,0104}$
$= 1462525,4471\ lb/jam.ft^2$	$= 2038472,0538\ lb/jam.ft^2$
$t_c = 97,7\ °F$	$T_c = 141,1\ °F$
$\mu = 0,55\ cp$ (Kern gbr 14,bal 823)	$\mu = 0,0067\ cp$ (Kern gbr 14,bal 823)
$Nres = \frac{de \times Gm}{\mu \times 2,42}$	$Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{(0,8125/12) \times 1462525,4471}{0,55 \times 2,42}$	$= \frac{1,380 \times 2038472,0538}{0,0067 \times 2,42}$
$= 131664,3482$	$= 172149300,17$
2. Mencari Jh	2. Mencari Jh
$Jh = 100$ (Kern gbr 28,bal 838)	Karena media pendingin air, Jh tidak perlu dicari
3. Mengitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	3. Mencari Jh
Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :	Karena media pemanasnya steam jenuh, maka :
$k = 0,0077\ btu/jam.ft^2(°F/ft)$	$ho = 1.500\ btu/jam.ft^2.°F$
Dari Kern tabel 5 hal 802 diperoleh :	
$Cp = 0,34\ btu/lb.°F$	

$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 160 \left(\frac{0,0077}{(0,915/12)}\right)\left(\frac{0,34 \times 0,35}{0,0077}\right)^{1/3}$ $= 166,4322$ Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1,4866 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

5. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,0035 \text{ jam.ft}^2\ ^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 13,9280 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 32,0183 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over desing (memenuhi)

$ho = 1\mu \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 166 \left(\frac{0,0077}{(0,9152/12)}\right)\left(\frac{0,34 \times 0,35}{0,0077}\right)^{0,14}$ $= 166,4322$ Btu/jam.ft^2.°F	

4. Menoari tahanan pipa bersih

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$= 1,4866$ Btu/jam.ft^2.°F

5. Menoari faktor kotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$= 0,0035$ jam.ft^2.°F/Btu

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t}$$

$= 12,0280$ ft^2

$$L = \frac{A}{a''} = 32,0183 \text{ ft}^2$$

Rd dibiarkan > Rd ketentuan, jadi mengunakan HE over designing (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 131664,3452 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00537\ ft^2/in^2$	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 17349806,47 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00374\ ft^2/in^2$
2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01513$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ $\Delta P_1 = \frac{4.f.Ga_{an}^2.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \frac{175{,}041}{144}$ $= \frac{4.0{,}00537.(1462553{,}4471)^2.32{,}0183}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.0{,}4} \times \frac{175{,}041}{144}$ = 9,59407E+11 psi < 10 psi (memenuhi)	**2. Mencari ΔP pipa** $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= \frac{4.0{,}00374.(203847{,}6538)^2 32{,}0183}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.1{,}380} \times \frac{175{,}041}{144} \times \frac{1}{2}$ = 2,680142919 psi < 2 psi (memenuhi)

Stock (gm)	Other (ounce)
1. Manufacturing Mgo also Field	1. Manufacturing Mgo also Field
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
2. Microwave AF Isotope quantifying Mgo	2. Microwave AF Mgo
Also Know Not MW Oxygen	[illegible]
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	[illegible]
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	
[illegible]	

Spesifikasi alat :

Nama : Kondensor

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 1,19 in^2

- de = 0,915 in
- de' = 0,40 in

Bagian pipa : - do = 1,66 in

- di = 1.380 in
- a" = 0,435 ft^2/ft
- a_p = 1,50 in^2

Jumlah : 1 buah

32. AKUMULATOR (F-138)

Fungsi : Menampung sementara destilat etanol hasil destilasi

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 7429,23584 kg/jam = 16378,49 lb/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Densitas bahan : 0,808088 kg/L = 50,44892 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $V_L = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{16378,49}{50,44892} = 324,655$ ft^3/jam

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 324,655$ ft^3

$V_T = 405,8188$ ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3 + 0,0847\ Di^3$$

- ρ_{diesel} (Massa Jenis Solar) = 0,8
- ρ_{air} (Massa Jenis Air) = 1000 g/l
- C (faktor konversi) = 1/16
- π = 1,2

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 2420,23584 kg/jam = 1067,94 lb/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Densitas bahan : 0,808088 kg/L = 50,44502 lb/ft^3

Jenis tangki : 1 buah

Sifat operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\text{Laju volumetrik (Q)} = V_L = \frac{massa}{\rho} = \frac{1067,94}{50,44502} = 32,4055\ ft^3/jam$$

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{gas} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 32,4055\ ft^3$

$V_T = 40,5818\ ft^3$

C. Menentukan Diameter Tangki (D)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ D^3 + 0,0847\ D^3$$

$$405{,}8188 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3, \text{ dimana } Ls/Di = 1{,}5$$

$$405{,}8188 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 301{,}2984\ ft^3$$

$$Di = 6{,}703973\ ft = 80{,}44849\ in = 2{,}043396\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 6{,}703973 = 10{,}05596\ ft = 120{,}6727\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$324{,}655 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6{,}703973)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(6{,}703973^3)$$

$$324{,}655 = 35{,}28045\ L_{ls} + 25{,}54408$$

$$299{,}1109 = 35{,}28045\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 8{,}478092\ ft = 101{,}7381\ in$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{50{,}44892 \times (8{,}478092 - 1)}{144} = 2{,}619872\ psia$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 2,619872 = 17,31587 psia

= 2,619872 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2(f \times E - 0{,}6\ P_i)} + C = \frac{(2{,}619872)(80{,}44849)}{2\ [(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(2{,}619872)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}069526\ in = 1{,}11242/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$$405.8188 = \left(\frac{\pi \times D_i^2}{4} \times L\right) + 0.08472\,D_i^2 + 0.08472\,D_i^2 \text{ dimana } L/D_i = 1.5$$

$$405.8188 = 1.3469\,D_i^2$$

$$D_i^2 = 301.2984\ ft^2$$

$$D_i = 6.70397\ ft = 80.44849\ in = 2.04329\ m$$

B. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$$L_s = 1.5 \times D_i = 1.5 \times 6.70397 = 10.05596\ ft = 120.6727\ in$$

C. Menentukan Tinggi Liquid (L_{cairan})

$$V_l = \left(\frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{cairan}\right) + 0.08472\,D_i^2$$

$$224.655 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6.70397)^2 \times L_{cairan}\right) + 0.08472\,(6.70397)^2$$

$$224.655 = 35.28045\ L_{cairan} + 25.34405$$

$$299.1169 = 35.28045\ L_{cairan}$$

$$L_{cairan} = 8.47809\ ft = 101.7381\ in$$

D. Menentukan Tekanan Desain (Pd)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{cairan} - 1)}{144} = \frac{50.44802 \times (8.47809 - 1)}{144} = 2.617872\ psia$$

$$P\ desain = P\ operasi + P\ hidrostatis = 14.696 + 2.617872 = 17.31387\ psia$$

$$= 2.617872\ psig$$

E. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P \times D_i}{2(f \times E - 0.6\,P)} + C = \frac{(2.617872)(80.44849)}{2\,[(18750)(0.8) - (0.6)(2.617872)]} + (1/16)$$

$$= 0.06893\ in = 1.11242\ in = 3/16\ in$$

Standardisasi (ts) :

$Do = Di + 2t_s = 80{,}44849 + 2(3/16) = 80{,}82349$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[21] :

$Do_{baru} = 84$

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 84 - 2(3/16) = 83{,}625$ in

$r = Di_{baru} = 83{,}625$ in

$icr = 6\% \times Di = 6\% \times 83{,}625 = 5{,}0175$ in

$sf = 1{,}5\text{-}2 \approx 2$

$Ls_{baru} = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 83{,}625 = 125{,}4375$ in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(2{,}619872)(83{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(2{,}619872)} + (1/16)$$

$= 0{,}075426$ in $= 1{,}206822/16$ in $\approx 3/16$ in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{83{,}625}{2} = 41{,}8125 \text{ in}$$

$AB = a - icr = 41{,}8125 - 5{,}0175 = 36{,}795$ in

$BC = r - icr = 83{,}625 - 5{,}0175 = 78{,}6075$ in

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(78{,}6075)^2 - (36{,}795)^2} = 69{,}46414 \text{ in}$$

$b = r - AC = 83{,}625 - 69{,}46414 = 14{,}16086$ in

$ha = hb = tha + b + sf = 3/16 + 14{,}16086 + 2 = 16{,}34836$ in

$H = L_s + ha + hb = 125{,}4375 + 16{,}34836 + 16{,}34836 = 158{,}1342$ in

$D_o = 1D + 2t_s = 80.4448\text{in} + 2(3/16) = 80.8223\text{in}$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[10] :

$D_{head} = 84$

$D_{head} = D_o - 2t_s = 84 - 2(3/16) = 83.625\text{ in}$

$r = ID_{head} = 83.625\text{ in}$

$icr = 6\%\ \times ID = 6\% \times 83.625 = 5.0175\text{ in}$

$sf = 1.5\text{-}2 = 2$

$t_{head} = 1.5 \times ID = 1.5 \times 83.625 = 125.4375\text{ in}$

B. Menentukan Tidal Tanap Atas (tha) dan Tidal Tanap Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0.885 \times P_i \times r}{f \times E - 0.1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell & Young, pers. 13.10, hal. 254)}$$

$$= \frac{(0.885)(2.61972)(83.625)}{(18750)(0.8) - (0.1)(2.61972)} + (3/16)$$

$$= 0.075420\text{ in} = 1.20822\times10^{-3}\text{ in} = 3/16\text{ in}$$

C. Menentukan Tinggi Tutup (th)

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{83.625}{2} = 41.8125\text{ in}$$

$$AB = a - icr = 41.8125 - 5.0175 = 36.795\text{ in}$$

$$BC = r - icr = 83.625 - 5.0175 = 78.6075\text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(78.6075)^2 - (36.795)^2} = 69.44414\text{ in}$$

$$b = r - AC = 83.625 - 69.44414 = 14.18086\text{ in}$$

$$hs = thb = tha + b + sf = 3/16 + 14.18086 + 2 = 16.34836\text{ in}$$

$$H = t_{head} + hs + thb = 125.4375 + 16.34836 + 16.34836 = 158.1342\text{ in}$$

Spesifikasi alat :

Nama alat : Akumulator

Fungsi : Menampung sementara destilat etanol hasil destilasi

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 405,8188 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

33. KOLOM DESTILASI II (D-140) Lihat BAB VI. Perancangan Alat Utama (Gustian Ardi 05.14.033)

34. *STORAGE* ASETALDEHID (F-139)

Fungsi : Menampung asetaldehid, hasil samping dari kolom destilasi I selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 40,7992298 kg/jam = 89,94598 lb/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Densitas bahan : 0,77 kg/L = 48,0711 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{89,94598}{48,0711} = 1,871103$ ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = $Q_f \times$ waktu tinggal = 1,871103 × 168 = 314,3453 ft^3

Type : Stationary liquid oxygen storage vessel, double layer of insulation, vacuum jacketed

Serial

Owner Processing

Design temperature : [illegible]

Type of product : Liquid Nitrogen

Shipping dimensions :

- Outer diameter : [illegible]
- Inner diameter : [illegible]
- Overall length : [illegible]
- Weight : [illegible]

Liquid nitrogen total volume 80% volume capacity

Gross liquid mass : [illegible] kg/gas = [illegible] kg/gas

Water capacity : [illegible] kg/gas

Nominal volume : [illegible] kg/L = [illegible] m^3

Vertical height : [illegible]

Inner diameter : [illegible]

Volume capacity : [illegible] gas

Pressure Equipment

A. Intermediate Volume Estimation (V_1)

Gas volume (V_2) = $\frac{\text{[illegible]}}{P}$ = $\frac{\text{[illegible]}}{\text{[illegible]}}$ = [illegible] m³/gas

Liquid volume (V_1) = [illegible] − volume (liquid) = [illegible] − [illegible] = [illegible] m^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

$V_T = 20\%\ V_T + 314{,}3453\ ft^3$

$V_T = 392{,}9316\ ft^3$

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3$$

$$392{,}9316 = \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0{,}0847\ Di^3 + 0{,}0847\ Di^3\text{, dimana Ls/Di} = 1{,}5$$

$$392{,}9316 = 1{,}3469\ Di^3$$

$$Di^3 = 291{,}7304\ ft^3$$

$$Di = 6{,}632245\ ft = 79{,}58775\ in = 2{,}021533\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5 \times Di = 1{,}5 \times 6{,}632245 = 9{,}948367\ ft = 119{,}3816\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847 Di^3$$

$$314{,}3453 = \left(\frac{\pi}{4} \times (1{,}201962)^2 \times L_{ls}\right) + 0{,}0847(1{,}201962^3)$$

$$314{,}3453 = 34{,}52954\ L_{ls} + 24{,}70956$$

$$289{,}6358 = 34{,}52954\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 8{,}388058\ ft = 100{,}6577\ in$$

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{ss} + V_L$

$V_L = 20\%\ V_T + 314{,}3433\ ft^3$

$V_T = 392{,}9316\ ft^3$

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume atap ujung atas + Volume atap ujung bawah

$$\text{Vol. tangki} = \left(\frac{\pi \times D_i^2}{4} \times L\right) + 0{,}08417\ D_i^3 + 0{,}08417\ D_i^3$$

$$392{,}9316 = \left(\frac{\pi \times D_i^2}{4} \times L\right) + 0{,}08417\ D_i^3 + 0{,}08417\ D_i^3,\ \text{dimana } L = 1{,}5\ D_i$$

$$392{,}9316 = 1{,}3464\ D_i^3$$

$$D_i^3 = 291{,}7364\ ft^3$$

$$D_i = 6{,}622245\ ft = 79{,}58775\ in = 2{,}021422\ m$$

D. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$L_s = 1{,}5 \times D_i = 1{,}5 \times 6{,}622245 = 9{,}9483367\ ft = 119{,}3816\ in$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_L)

$$V_L = \left(\frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_L\right) + 0{,}08417 D_i^3$$

$$314{,}3433 = \left(\frac{\pi}{4} \times (6{,}201962)^2 \times L_L\right) + 0{,}08417\ (6{,}201962)^3$$

$$314{,}3433 = 34{,}52964\ L_L + 24{,}70956$$

$$289{,}6336 = 34{,}52964\ L_L$$

$$L_L = 8{,}388058\ ft = 100{,}6577\ in$$

F. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{48{,}0711 \times (8{,}388058 - 1)}{144} = 2{,}466334\ psia$$

P design = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 2,466334 = 17,16233 psia

= 2,466334 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(2{,}466334)(79{,}58775)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(2{,}466334)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}069044\ in = 1{,}104698/16 \approx 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 79{,}58775 + 2(3/16) = 79{,}96275$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 89[21], diperoleh :

Do_{baru} = 84

Di_{baru} = $Do - 2t_s = 84 - 2(3/16) = 83{,}625$ in

r = Di_{baru} = 83,625 in

icr = 6% × Di = 6% × 83,625 = 5,0175 in

sf = 1,5-2 ≈ 2

Ls_{baru} = 1,5 × Di = 1,5 × 83,625 = 125,4375 in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0{,}885 \times P_i \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0{,}885)(2{,}466334)(83{,}625)}{(18750)(0{,}8) - (0{,}1)(2{,}466334)} + (1/16)$$

$$= 0{,}074669\ in = 1{,}194701/16\ in \approx 3/16\ in$$

P. Menentukan Tekanan Desain (Pd)

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho \times (L_a - 1)}{144} = \frac{(62,4)(1) \times (8,338608 - 1)}{144} = 2,460234\ psia$$

$$P\ desain = P\ operasi + P\ hidrostatis = 14,696 + 2,460234 = 17,16023\ psia$$

$$= 2,460234\ psig$$

Q. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_d \times D_i}{2(f \times E - 0,6\ P_d)} + C = \frac{(2,460234)(79,58775)}{2\ [(18750)(0,8) - (0,6)(2,460234)]} + (1/16)$$

$$= 0,060044\ in = 1,104409/16 = 3/16\ in$$

Standardisasi Do :

$$Do = Di + 2t_s = 79,58775 + 2(3/16) = 79,96275\ in$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 90[11], diperoleh :

$$Do_{nom} = 84$$

$$Di_{nom} = Do - 2t_s = 84 - 2(3/16) = 83,625\ in$$

$$r = Di_{nom} = 83,625\ in$$

$$icr = 6\%\ \times Di = 6\% \times 83,625 = 5,0175\ in$$

$$sf = 1,5-2 = 2$$

$$L_{nom} = 1,5 \times Di = 1,5 \times 83,625 = 125,4375\ in$$

R. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha) dan Tebal Tutup Bawah (thb)

$$tha = thb = \frac{0,885 \times P_d \times r}{f \times E - 0,1 \times P_d} + C \quad \text{(Brownell & Young hal. 138[11])}$$

$$= \frac{(0,885)(2,460234)(83,625)}{(18750)(0,8) - (0,1)(2,460234)} + (1/16)$$

$$= 0,074609\ in = 1,193701/16\ in = 3/16\ in$$

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{83,625}{2} = 41,8125$ in

AB $= a - icr = 41,8125 - 5,0175 = 36,795$ in

BC $= r - icr = 83,625 - 5,0175 = 78,6075$ in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(78,6075)^2 - (36,795)^2} = 69,46414$ in

b $= r - AC = 83,625 - 69,46414 = 14,16086$ in

ha $= hb = tha + b + sf = 3/16 + 14,16086 + 2 = 16,34836$ in

H $= L_s + ha + hb = 125,4375 + 16,34836 + 16,34836 = 158,1342$ in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* asetaldehid

Fungsi : Menampung asetaldehid, hasil samping dari kolom destilasi I selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 392,9316 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in

E. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a $= \frac{Di}{2} = \frac{83,625}{2} = 41,8125$ in

AB $= a - icr = 41,8125 - 5,0175 = 36,795$ in

BC $= r - icr = 83,625 - 5,0175 = 78,6075$ in

AC $= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(78,6075)^2 - (36,795)^2} = 69,46041$ in

b $= r - AC = 83,625 - 69,46041 = 14,16959$ in

hs $= hb = tha + b + sf = 210 + 14,16959 + 2 = 10,34836$ in

H $= L_s + hs + hb = 125,4375 + 10,34836 + 10,34836 = 138,1342$ in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage asetaldehid

Fungsi : Menampung asetaldehid hasil sampling dari kolom distilasi I selama 7 hari

Tipe : Silinder tegak dengan atap atas dan bawah berbentuk standard dished head

Dimensi tangki :

- Dalam konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah = 1 buah
- Volume bahan masuk = 300,9116 ft^3
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in

- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 16,34836 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 16,34836 in
- H (tinggi tangki) = 158,1342 in

35. POMPA SENTRIFUGAL DESTILASI I (L-141)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi I ke kolom destilasi II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 7388,436612 kg/jam = 16288,55 lb/jam

A. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Air	768,7673	0,10405	1	0,10405
C_2H_5OH	6619,669	0,89595	0,79	0,7078
	7388,437	1		0,811851

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 0,811851 × 0,995647 = 0,808317 kg/L

= 50,4632 lb/ft^3

B. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Air = 0,85 cp

Etanol (dianggap larutan etanol 95%) = 1,15 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ air + μ etanol

$= 0{,}85 + 1{,}15 = 2$ cp $= 0{,}001344$ lb/ft.s

C. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) $= \dfrac{\text{massa}}{\rho} = \dfrac{16288{,}55}{50{,}4632} = 322{,}7807\ ft^3/jam = 0{,}089661\ ft^3/s$

$= 40{,}24537$ gal/min

D. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (0{,}089661)^{(0,45)} \times (50{,}4632)^{0,13}$

$= 2{,}193429$ in

Standardisasi Di = 2,5 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 2,469 in = 0,205748 ft

Do = 2,875 in

A = 0,03322 ft^2

E. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) $= \dfrac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \dfrac{0{,}089661}{0{,}03322} = 2{,}699016$ ft/s

$= 19{,}40542$ gal/menit

F. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$N_{Re} = \dfrac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \dfrac{0{,}205748 \times 2{,}699016 \times 50{,}4632}{0{,}001344} = 20851{,}43 > 4000$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent. (Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

[illegible]

[illegible] = [illegible] kg/m³

4. Determination Mass Volumetric (ρ_b)

$$\text{Mass volumetric } (\rho_b) = \frac{\text{mass}}{V} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible] \text{ kg/m}^3$$

[illegible] = [illegible] g/cm³

5. Determination Filtrate Water (Spritual : W_{sp})

Jari Pasir di Tumbukan pori : [illegible] kg/m³ dipersiapkan :

W_{sp} = [illegible] = [illegible] kg/m³

= [illegible] kg

menghasilkan (a) = [illegible] kg dengan [illegible] sebanyak dipersiapkan

(b) = [illegible] kg

(c) = [illegible] kg

(d) = [illegible] g

6. Determination Air Filtrate (V)

$$\text{Air filtrate } (V) = \frac{\text{mass volumetric}(b) - \text{mass}(a)}{\text{density}(c)} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible] \text{ cm}^3$$

= [illegible] cm³

7. Determination Mass Water Filtrate (W_{sp})

$$W_{sp} = \frac{V \times \rho}{1000} = \frac{[illegible] \times [illegible]}{1000} = [illegible] \text{ kg/m}^3$$

density [illegible] = [illegible] mass pasir dalam filtrate adalah [illegible]

Diketahui bahan pipa adalah [illegible] Jari filtrate [illegible]

dipersiapkan = [illegible] x [illegible] m³ sebanyak :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{2{,}469} = 0{,}000734$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,006

G. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 2 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 2 × 0,75 = 1,5
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}03322}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}03322}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}006) \times \frac{50}{(0{,}205748)} + 1 + 0{,}55 + 1{,}5 + 0{,}17\right]\frac{(2{,}699016)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 1{,}024799\ lb_f.ft/lb_m$$

H. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4.6 \cdot 10^{-5}) \times 39.37}{2.469} = 0.000724$$

Dari Gambar 6.8, fig. (2.10-3) hal. 88[Ref.7], diperoleh f (Moody friction factor) :

0.006

d. Menentukan Pipa (P)

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow 90° = 2 buah

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 93[Ref.7]) = 2 × 0.75 = 1.5

- Gate valve = 1 buah (wide open)

K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 93[Ref.7]) = 1 × 0.17 = 0.17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[Ref.7] :

$$K_c = 0.55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0.55\left(1 - \frac{0}{0.03122}\right) = 0.55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[Ref.7] :

$$K_e = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = \left(1 - \frac{0.03122}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[Ref.7] :

$$\Sigma F = \left[4f\frac{\Delta L}{D} + K_b + K_f + K_c + K_e\right]\frac{v^2}{2\alpha_c}$$

$$= \left[4(0.006) \times \frac{50}{(0.205746)} + 1 + 0.55 + 1.5 + 0.17\right]\frac{(2.6990)^2}{(2 \times 32.174)}$$

$$= 1.024790 \text{ lbf.ft/lbm}$$

f. Menentukan Tenaga Pengganti Pompa

Persamaan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 84[Ref.7]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 2{,}699016$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(2{,}699016)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{50{,}4632}\right] + 1{,}024799$$

$= 16{,}13801$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}13801) \times (0{,}090182) \times (50{,}44892)}{550} = 0{,}13276 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 27%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}13276}{0{,}27} = 0{,}491703 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}491703}{0{,}80} = 0{,}614629 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

$$\frac{1}{2\alpha}(V_{m}^{2} - V_{o}^{2}) + g(z_{2} - z_{1}) + \frac{P_{2} - P_{1}}{\rho} + \Sigma F + W_{s} = 0$$

$$\left[\frac{\Delta V^{2}}{(2 \times \alpha \times g_{c})}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_{c}}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_{s} = 0$$

Diketahui :

$\Delta z = 13$ ft

$\Delta v = 2{,}699016$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_{s} = \left[\frac{(2{,}699016)^{2}}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(13)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{30{,}4632}\right] + 1{,}024709$$

$$= 16{,}13801 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_{s} \times Q_{1} \times \rho}{550} = \frac{(16{,}13801) \times (0{,}099182) \times (50{,}4892)}{550} = 0{,}13276 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[Hal], didapat :

η (efisiensi) pompa = 27%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}13276}{0{,}27} = 0{,}491703 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[Hal], didapat :

η (efisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}491703}{0{,}80} = 0{,}614629 \text{ hp} = 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi I ke kolom destilasi II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 16288,55 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

36. *REBOILER* (E-142)

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 02 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-220)

Tipe : DPHE

Diketahui :

Suhu steam masuk (T_1) = 200 °C = 392 °F

Suhu steam keluar (T_2) = 200 °C = 392 °F

Suhu uap distilat (t_1) = 95,26°C = 203,46°F

Suhu distilat cair (t_2) = 78,55 °C = 173,39 °F

Dasar Perhitungan :

A. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 1065,4054 kg/jam = 2347,923 lb/jam

Massa steam = 11,4907 kg/jam = 25,332 lb/jam

Panas steam = 7671,098 kkal/jam = 1917,7745 Btu/jam

B. Menghitung $\Delta_{t\ LMTD}$

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 218{,}61\ ^oF$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 188{,}54\ ^oF$

$$\Delta_{t\ LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 203{,}2043\ ^oF$$

$\Delta_t = Ft.\Delta_{t\ LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 203{,}2043\ ^oF$

$= 203{,}2043\ ^oF$

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 392\ ^oF$ $= 188{,}4\ ^oF$

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 2 x 1 1/4 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

$a_{an} = 1{,}19\ in^2$ do = 1,66 in

de = 0,915 in di = 1,38 in

de' = 0,40 in a" = 0,435 ft^2/ft

$a_p = 1{,}50\ in^2$

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
$a_{an} = 1{,}19\ in^2$	$a_p = 1{,}50\ in^2$

$= 0{,}099\ ft^2$ $G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{192706}{0{,}099}$ $= 117396{,}15\ lb/jam.ft^2$ tc = 188,425 °F μ = 0,39 cp (Kern, gbr 14,hal 823) $Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2{,}42}$ $= \frac{(1{,}57/12) \times 692940{,}8116}{0{,}39 \times 2{,}42}$ = 96058,22864 **2. Mencari J_H** $J_H = 160$ (Kern, gbr 28,hal 838) **3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)** Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh : k = 0,0209 $btu/jam.ft^2(°F/ft)$ Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh : Cp = 0,51 btu/lb.°F	$= 0{,}125\ ft^2$ $G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{5391{,}58}{0{,}125}$ $= 46958{,}46\ lb/jam.ft^2$ Tc = 392 °F μ = 0,0013 cp (Kern, gbr 14,hal 825) $Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2{,}42}$ $= \frac{2{,}067 \times 996{,}3286}{0{,}0013 \times 2{,}42}$ = 65461,25747 **2. Mencari J_H** Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari **3. Mencari h_{io}** karena media pemanasnya steam jenuh, maka : hio = 1.500 $btu/jam.ft^2.°F$

$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 160 \left(\frac{0,0209}{(1,57/12)}\right)\left(\frac{0,51 \times 0,39}{0,0209}\right)^{1/3}$ $= 0,9271$ Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 0,5730 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

6. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,003493 \text{ jam.ft}^2\ ^oF/Btu$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 75507,726 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 121395,0579 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

$ho = Jh\left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 160\left(\frac{0,0209}{(1,5707/2)}\right)\left(\frac{0,31 \times 0,39}{0,0209}\right)^{0,14}$ $= 0,9271$ Btu/jam.ft2.°F	

4. Menghitung tahanan pipa bersih

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 0,5730 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

6. Menghitung faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$= 0,0034693 \text{ jam.ft}^2.°F/Btu$$

$$A = \frac{Q}{Uo \times \Delta t}$$

$$= 75307,726 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 121395,0579 \text{ ft}^2$$

Rd dibirong > Rd kotorpun, jadi rancangan MK over design (overdesign)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 96058,22864 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00563\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}02053$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ $\Delta P_1 = \frac{4.f.Ga_{an}{}^2.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \frac{175{,}041}{144}$ $= \frac{4.0{,}00563.(692940{,}8116)^2.121395{,}0579}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.(1{,}57/12)} \times \frac{175{,}041}{144}$ = 1,99746E+14 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 65461,25747 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00601\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= \frac{4.0{,}00601.(65461{,}25747)^2 121395{,}0579}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.1{,}2{,}067}$ $\times \frac{175{,}041}{144} \times \frac{1}{2}$ = 3,3682 psi < 10 psi (memenuhi)

Crude oil Pressure Drop (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Mengitung Nre dan f nilai $Nre\ s = 90185,22564$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Nre)^{0,42}}$ $= 0,00565\ ft^2/in^2$ 2. Menghitung ΔP lurus pada pipa dari Kern hal 808 diagram : $Sg = \frac{\rho}{62,43}$ $= 0,02053$ $\rho = 1282,041\ lbm/ft^3$ $\mu = 4,18 \times 10^{-6}$ $\Delta P_1 = \frac{4.f.Gs.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \frac{(\rho/144)}{144}$ $\frac{4.0,00565.(60239,81)^2.1213905,0579}{2.4,18.10^{-6}.(1282,041)^2.(1,5714)} \times \frac{1282,041}{144}$ $= 1,09746E+14\ psi < 10\ psi$ (memenuhi)	1. Menghitung Nre dan f nilai $Nre\ s = 66401,25742$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Nre)^{0,42}}$ $= 0,00601\ ft^2/in^2$ 2. Menghitung ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $\frac{4.0,00601.(66401,25742)^2.1213905,0579}{2.4,18.10^{-6}.(1282,041)^2.1,2067}$ $\times \frac{1282,041}{144} \times \frac{1}{2}$ $= 3,3682\ psi < 10\ psi$ (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Reboiler

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah destilasi 02 untuk masuk kembali ke dalam kolom destilasi (D-220)

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 1,19 in^2

- de = 1,915 in

- de' = 0,04 in

Bagian pipa : - do = 1,66 in

- di = 1,38 in

- a" = 0,435 ft^2/ft

- a_p = 1,50 in^2

Jumlah : 1 buah

37. KONDENSOR (E-143)

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilasi menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu uap distilat (T_1) = 78,83 °C = 173,894°F

Suhu distilat cair (T_2) = 78,55 °C = 173,39°F

Suhu air masuk (t_1) = 30 °C = 86°F

Suhu air keluar (t_2) = 45°C = 113 °F

Dasar Perhitungan :

C. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 6351,524 kg/jam = 14002,713 lb/jam

Massa pendingin = 70,905 kg/jam = 156,318 lb/jam

Panas pendingin = 353,8192kkal/jam = 88,4548 Btu/jam

D. Menghitung $\Delta_{t\,LMTD}$

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = 60,894 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1$ = 87,39 °F

$$\Delta_{t\,LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 73{,}3461\ ^{o}F$$

$\Delta_t = Ft.\Delta_{t\,LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

= 1 × 73,3461 °F

= 73,3461 °F

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

= 173,642 °F = 99,5 °F

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11hal 884)

a_{an} = 3,14 in^2 do = 3,5 in

de = 1,14 in di = 3,068 in

[illegible]

[illegible]

[illegible]

de' = 1,53 in a" = 0,917 ft^2/ft

a_p = 7,38 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Shell (Campuran Bahan)	Tube (Air Pendingin)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
a_{an} = 3,14 in^2	a_p = 7,38 in^2
= 0,02 ft^2	= 0,05 ft^2
$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{12139,1936}{0,0083}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{2120,0156}{0,0104}$
= 70135,65 lb/jam.ft^2	= 28054,26vlb/jam.ft^2
tc = 99,5 °F	Tc = 173,642 °F
μ = 0,35 cp (Kern, gbr 14,hal 823)	μ = 0,0067 cp (Kern, gbr 14,hal 825)
$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$	$Nres = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{(0,915/12) \times 1462553,447}{0,35 \times 2,42}$	$= \frac{1,380 \times 203847,6538}{0,0067 \times 2,42}$
= 131664,3452	= 17349806,47
2. Mencari J_H	**2. Mencari J_H**
J_H = 160 (Kern, gbr 28,hal 838)	Karena media pendinginnya air, J_H tidak perlu dicari
3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	**3. Mencari h_{io}**
Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :	karena media pemanasnya steam jenuh, maka :
k = 0,0077 btu/jam.ft^2(°F/ft)	hio = 1.500 btu/jam.ft^2.°F

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh : Cp = 0,34 btu/lb.°F $ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 160 \left(\frac{0,0077}{(0,915/12)}\right)\left(\frac{0,34 \times 0,35}{0,0077}\right)^{1/3}$ = 166,4322 Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1,4866 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{o}\text{F}$$

5. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,0035 \text{ jam.ft}^2\ ^{o}\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 13,9280 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 32,0183 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over desing (memenuhi)

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh : $Cp = 0{,}34$ Btu/lb.°F $ho = Jh\left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0{,}14}$ $= 160\left(\frac{0{,}0077}{(0{,}9167/12)}\right)\left(\frac{0{,}34 \times 0{,}35}{0{,}0077}\right)^{0{,}14}$ $= 166{,}4722$ Btu/jam.ft2.°F	

4. Koreksi koefisien perpindahan pipa bersih

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1{,}4866 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

5. Koreksi faktor kekotoran pipa rancangan

$$Rd = \frac{Uc - Uc}{Uc \times Uc}$$

$$= 0{,}0025 \text{ jam.ft}^2.°F/Btu$$

$$A = \frac{Q}{Uc \times \Delta t}$$

$$= 13{,}9240 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 32{,}0183 \text{ ft}^2$$

Rd dibitung > Rd keterapan, jadi rancangan (ft) over designg (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 131664,3452 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00537\ ft^2/in^2$ **2. Mencari ΔP karena panjang pipa** dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01513$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ $\Delta P_1 = \frac{4.f.Ga_{an}^{\ 2}.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \frac{175{,}041}{144}$ $= \frac{4.0{,}00537.(1462553{,}4471)^2.32{,}0183}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.0{,}4} \times \frac{175{,}041}{144}$ = 9,59407E+11 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 17349806,47 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}00374\ ft^2/in^2$ **2. Mencari ΔP pipa** $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= \frac{4.0{,}00374.(203847{,}6538)^2 32{,}0183}{2.4{,}18.10^8.(175{,}041)^2.1{,}380} \times \frac{175{,}041}{144}$ $\times \frac{1}{2}$ = 2,680142919 psi < 2 psi (memenuhi)

1. Maximum M_u that can be taken	1. Maximum M_u that can be taken
$M_{u\,lim} = 0.138 f_{ck} b d^2$	$M_{u\,lim} = 0.138 f_{ck} b d^2$
$= 0.138 \times 20 \times 300 \times 550^2$	$= 0.138 \times 20 \times 300 \times 550^2$
$= 279.72 \times 10^6$	$= 279.72 \times 10^6$
2. Moment M_u passed on to the beam	2. Moment M_u taken
$M_{u\,lim} = 0.138 f_{ck} b d^2$	$M_{u\,lim} = 0.138 f_{ck} b d^2$
$= 0.138 \times 20 \times 300 \times 550^2$	$= 0.138 \times 20 \times 300 \times 550^2$
$= 279.72 \times 10^6$	$= 279.72 \times 10^6$
$= 0.0012$	$= 0.0012$
$= 0.0012 \times 300 \times 550$	$= 0.0012 \times 300 \times 550$
$= 198.0 \text{ mm}^2$	$= 198.0 \text{ mm}^2$
$A_{st} = \frac{0.87 f_y A_{st} d}{1 + \frac{A_{st} f_y}{f_{ck} b d}}$	$A_{st} = \frac{0.87 f_y A_{st} d}{1 + \frac{A_{st} f_y}{f_{ck} b d}}$
$= \frac{0.87 \times 415 \times 198 \times 550}{1 + \frac{198 \times 415}{20 \times 300 \times 550}}$	$= \frac{0.87 \times 415 \times 198 \times 550}{1 + \frac{198 \times 415}{20 \times 300 \times 550}}$
$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times \frac{1}{1 + 0.0346}$	$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times \frac{1}{1 + 0.0346}$
$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times \frac{1}{1.0346}$	$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times \frac{1}{1.0346}$
$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times 0.9664$	$= 0.87 \times 415 \times 198 \times 550 \times 0.9664

Spesifikasi alat :

Nama : Kondensor

Fungsi : Mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,14 in^2

- de = 1,14 in

- de' = 1,53 in

Bagian pipa : - do = 3,5 in

- di = 3,068 in

- a" = 0,917 ft^2/ft

- a_p = 7,38 in^2

Jumlah : 1 buah

38. POMPA SENTRIFUGAL DESTILASI II (E-144)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi II ke kolom adsorbsi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 6675,45703 kg/jam = 14716,71 lb/jam

A. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG

Air	333,7729	0,05	1	0,05
C_2H_5OH	6341,684	0,95	0,79	0,7505
	6675,457	1		0,8005

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 0,8005 × 0,995647 = 0,797015 kg/L

= 49,75767 lb/ft^3

B. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Air = 0,85 cp

Etanol (dianggap larutan etanol 95%) = 1,15 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ air + μ etanol

= 0,85 + 1,15 = 2 cp = 0,001344 lb/ft.s

C. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{14716,71}{49,75767}$ = 295,7677 ft^3/jam = 0,082158 ft^3/s

= 36,8773 gal/min

D. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,082158)^{(0,45)} \times (49,75767)^{0,13}$

= 2,104981 in

Standardisasi Di = 2,5 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 2,469 in = 0,205748 ft

Do = 2,875 in

A = 0,03322 ft^2

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]		[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

E. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

$$\text{Laju alir fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}082158}{0{,}03322} = 2{,}47314 \text{ ft/s}$$

F. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}205748 \times 2{,}47314 \times 49{,}75767}{0{,}001344} = 18839{,}28 > 4000$$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah *commercial steel*. Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20] diperoleh $\varepsilon = (4{,}6 \times 10^{-5})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4{,}6 \cdot 10^{-5}) \times 39{,}37}{2{,}469} = 0{,}000734$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,0066

G. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 3 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 3 × 0,75 = 2,25
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}03322}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

[illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible]

$$K^{[illegible]} = [illegible]\left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]}\right) = [illegible]\left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]}\right) = [illegible]$$

[illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible]

[illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible] $= 1 - [illegible] = [illegible]$

- [illegible] = [illegible]

[illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible] $= 1 - [illegible] = [illegible]$

- [illegible] = [illegible]

- [illegible] = [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible]

$$\frac{[illegible]}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

[illegible] [illegible] $\Omega_{[illegible]}$ [illegible] $\Omega_{[illegible]}$

[illegible] [illegible] = [illegible] [illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible] \times [illegible] \times [illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$[illegible] = \frac{[illegible]}{[illegible]} = \frac{[illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}03322}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0066) \times \frac{50}{(0{,}205748)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 0{,}17\right]\frac{(2{,}47314)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 0{,}987176\ lb_f.ft/lb_m$$

H. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 2{,}47314$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(2{,}47314)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{49{,}75767}\right] + 0{,}987176$$

$$= 16{,}08223\ ft.lb_f/lb_m$$

Tenaga penggerak :

โมเมนต์ดัดที่ปลายคาน :

$$= 10.08333 \text{ kNm}$$

$$M^F = \left[\frac{(3)\cdot(0)\cdot(35.14)}{(5.4331)^2}\right] + \left[\frac{35.14}{(12)\cdot(35.14)}\right] + \left[\frac{40.12302}{0}\right] + 0.08333$$

พิจารณา :

$\alpha = 1$

$V_b = 0$

$V_A = 5.4331 \text{ kN}$

$V_B = 12 \text{ kN}$

ดังนั้นจะได้ว่า :

$$\left[\frac{(3\times 0\times 5^2)}{V_A}\right] + \left[\frac{5^2}{(V_B\times 5)}\right] + \left[\frac{b}{V_b}\right] + \Sigma L + M^F = 0$$

$$\frac{3^2}{1}\left(A_1^{3/2} - A_1^{3/2}\right) + 5\left(x^2 - x^2\right) + \frac{b}{b^2 - b^2} + \Sigma L + M^F = 0$$

ตรวจสอบค่าของ ความยาว (ของ 3.1-58 เนื่องจากค่า θ_B ไม่ใช่ $\theta_{(x)}$) :

M' เป็นโมเมนต์ดัดที่ปลายคานที่ไม่มีการโก่งเดาะ

$$= 0.08333 \text{ kNm}$$

$$= \left[-1\,(0.0000) \times \frac{(0.3024)(8)}{20} + 1 + 0.22 + 3.30 + 0.14\right]\frac{(3\times 35.14)}{(5.4331)^2}$$

$$\Sigma L = \left[\Sigma L\,\frac{D}{V_1} + K^x + K^L + K^\theta\right]\frac{3^2}{V_1}$$

ค่าต่างๆ ของ 3.10-18 เนื่องจากค่า θ_B ไม่ใช่ $\theta_{(x)}$:

$$K^{\theta} = \left(1 - \frac{V^2}{V^1}\right)_1 = \left(1 - \frac{0}{0.0333}\right)_1 = 1$$

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}08223) \times (0{,}082158) \times (49{,}75767)}{550} = 0{,}119534 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 25%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}119534}{0{,}25} = 0{,}478136 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}478136}{0{,}8} = 0{,}597671 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom destilasi II ke kolom adsorbsi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran : Pipa 2,5 in Sch. 40

Kapasitas : 14716,71 lb/jam

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 buah

39. *HEATER* (E-145)

Fungsi : Menaikkan suhu etanol sebelum masuk kolom adsobsi

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu steam masuk (T_1) = 200 °C = 392 °F

Suhu steam keluar (T_2) = 200 °C = 392 °F

Suhu feed masuk (t_1) = 78,55 °C = 173,39 °F

Suhu feed keluar (t_2) = 150 °C = 302 °F

Dasar Perhitungan :

E. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 6675,4570 kg/jam = 14716,8635 lb/jam

Massa steam = 665,2121 kg/jam = 1466,54164 lb/jam

Panas steam = 308558,9 kkal/jam = 77139,25 Btu/jam

F. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = 242 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1$ = 313,45 °F

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 276{,}1864\ ^{o}F$$

$\Delta t = Ft.\Delta t_{LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

= 1 × 276,1864 °F

= 244,43 °F

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

= 392 °F = 114,275 °F

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

a_{an} = 3,140 in^2 do = 3,500 in

$Q_{ch} = 3'100.00\ kg_f$ $\qquad$ $Q_{ch} = 3'100.00\ kg$

[illegible] $\qquad$ [illegible]

Diameter DISTRE : [illegible] 165 250 40

D' [illegible] DISTRE

$= 305\ ^{\circ}K$ $\qquad$ $= 114'312\ ^{\circ}K$

$T_1 = T_0(1 + T_1)$ $\qquad$ $T = T_0(T + T)$

C' [illegible]

$= 344'43\ ^{\circ}K$

$= 1 + 330'1894\ ^{\circ}K$

$T_1 = 1'1'0'1'0$ $\qquad$ [illegible] : $T_1 = 1$ (Longueur [illegible])

$$[illegible] = \frac{T_1^{\frac{T_1}{T_1}}}{T_1 - T_1} = 330'1894\ ^{\circ}K$$

$T_1 = T_1 - T$ $\qquad$ $= 312'72\ ^{\circ}K$

$T_1 = T_1 - T$ $\qquad$ $= 345\ ^{\circ}K$

E' [illegible]

[illegible] $=$ [illegible] kg/[illegible] $=$ [illegible] [illegible]

[illegible] $=$ [illegible] kg/[illegible] $=$ [illegible] [illegible]

[illegible] $=$ [illegible] kg/[illegible] $=$ [illegible] [illegible]

F' [illegible] :

[illegible] :

[illegible] $= 120\ ^{\circ}C$ $\qquad$ $= 305\ ^{\circ}K$

[illegible] $= 32'32\ ^{\circ}C$ $\qquad$ $= 114'30\ ^{\circ}K$

[illegible] $= 300\ ^{\circ}C$ $\qquad$ $= 305\ ^{\circ}K$

de = 1,140 in

di = 3,068 in

de' = 0,530 in

a" = 0,917 ft^2/ft

a_p = 7,380 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre a_{an} = 3.140 in^2 = 0,02 ft^2 $G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{424723,459}{0,02}$ = 19395008 lb/jam.ft^2 tc = 143,6 °F μ = 0,48 cp (Kern, gbr 14,hal 823) $Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{(1,140/12) \times 19395008}{0,48 \times 2,42}$ = 19034357,02 **2. Mencari J_H** J_H = 550 (Kern, gbr 28,hal 838) **3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)** Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :	**1'. Menghitung Nre** a_p = 7,380 in^2 = 0,05 ft^2 $G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{424723,459}{0,05}$ = 7758003,2 lb/jam.ft^2 $Nret = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{3,068 \times 7758003,2}{0,8 \times 2,42}$ = 12294191,02 **2. Mencari J_H** Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari **3. Mencari h_{io}** karena media pemanasnya steam jenuh, maka : hio = 1,500 btu/jam.ft^2.°F

k = 0,0066 btu/jam.ft^2(°F/ft) Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh : Cp = 0,82 btu/lb.°F $ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ $= 550 \left(\frac{0,0066}{(1,140/12)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,48}{0,0066}\right)^{1/3}$ = 149,2863 Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1,4850 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

3. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 1,3881 \text{ jam.ft}^2\ ^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 79,2049 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86,3739 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 20841285,44 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003723\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01353$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ = 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 13461276,58 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003768\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ = 9,41728E-06 psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Heater

Fungsi : Menaikkan suhu etanol sebelum masuk kolom adsobsi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

Levinson Permanente Teknika (A/P)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Mengitung Re dan Fnilai $Re_s = 20044.7283.44$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re_s)^{0.42}}$ $= 0.0062223\ ft^2/in^2$ 2. Menent AP luaran penjang pipa dari kurva hal 800 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62.43}$ $= 0.0133$ $\rho = 172.041\ lb/ft^3$ $\mu = 4.18 \times 10^{-4}$ $= 0.4278$ psi < 10 psi (memenuhi)	1. Mengitung Re dan Fnilai $Re_t = 13461270.38$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re_t)^{0.42}}$ $= 0.0037708\ ft^2/in^2$ 2. Menent AP pipa $\Delta Pt = \frac{4 \times f \times G_t^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times d} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ $= 0.4172814.00$ psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Heater

Fungsi : Memanfaatkan sisa uap untuk memanfaatkan kalorinya

Type : DPHE

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M type 316

Daerah transfer : $A = 3.1440\ in^2$

- de = 1,140 in
- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in
- di = 3,068 in
- a" = 0,917 ft^2/ft
- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

40. KOLOM ADSORBSI (X-146)

Fungsi : Untuk meningkatkan kadar etanol dengan cara mengandsobsi air yang masih terkandung

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 6313,1313 kg/jam = 7502.54209 lb/jam
= 2.084040 lb/detik

Densitas etanol = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{2.084040 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 0.033527 ft^3/dt
= 15.048802 gpm

Direncanakan :

- Tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 3 gpm/ft^2
- Tinggi bad = 2 m

- Luas penampang tangki = $\frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Kecepatan air}}$ = $\frac{15.048802 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2}$

= 5.016267 ft^2

- Volume bad = Luas x tinggi = (2,269109 ft^2) x (2 x 5.016267)ft

  = 32.91439 ft^3

  = 0,932086 m^3

- Diameter bad

  Luas = $\pi/4 \cdot d^2$

  2,269109 ft^2 = $(\pi/4)$ x d^2

  d = 2.526725 ft = 0.770155 m

- Direncanakan H/D = 3

  H = 3 x D = 3 x (2.526725 ft) = 7.580176 ft

  = 2.310466 m

- Volume tangki

  V = H . A = (7.580176 ft) x (2,269109 ft^2) = 38.024186 ft^3

  = 1.076776 m^3

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 20 *grain hardness*, maka :

Kandungan kation = 15.0488 gpm x 20 grain = 300.976034 grain/menit

= 18058.562049

grain/jam

Dalam 0,421629 m^3 H_2Z dapat menghilangkan :

Hardness sebanyak = 0,932086 x 7000

= 6524.599260 gram

= 6524.599260 x (2,2046/1000 lb/gram) x 7000

= 100688.920 grain

- Volume bak = Luas x tinggi = (2,2649109 ft²) x (2 x 3,0162677 ft)

  = 13,3714139 ft³

  = 0,3785060 m³

- Diameter bak

  Luas = π/4 . d²

  2,2649109 ft² = (π/4) x d²

  d = 2,5207725 ft = 0,7701655 m

- Direncanakan H/D = 3

  H = 3 x D = 3 x (2,5207725 ft) = 7,5621176 ft

  = 2,3104966 m

- Volume tangki

  V = H . A = (7,5621176 ft) x (2,2649109 ft²) = 38,1029186 ft³

  = 1,0787776 m³

Disamakan : tiap galon air mengandung 20 grain kesadahan, maka :

Kandungan kation = 15,0458 gram x 20 grain = 300,9160934 grain/galon

= 18058,56204 grain/jam

Dalam 0,4216029 m³ air dapat mengghilangkan :

Kesadahan sebanyak = 0,9729856 x 7000

= 6524,599260 gram

= 6524,599260 x (2,2046/1000 lb/gram) x 7000

= 100658,920 grain

$$\text{Umur resin} = \frac{100688.920\ grain}{18058.562049\ grain/\text{jam}} = 11{,}151377\ \text{jam}$$

Jadi setelah 11,151377 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi kation exchanger :

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0.770155 m
- Tinggi : 2.310466 m

41. KONDENSOR (E-147)

Fungsi : Mengubah fase uap Etanol dari kolom adsorbsi

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu uap distilat (T_1) = 150 °C = 302 °F

Suhu distilat cair (T_2) = 78,83 °C = 173,894 °F

Suhu air masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Suhu air keluar (t_2) = 45°C = 113 °F

Dasar Perhitungan :

E. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa uap = 6313,13 kg/jam = 12139,1936 lb/jam

Massa pendingin = 961,6229 kg/jam = 2120,0156 lb/jam

Panas pendingin = 16337,9537 kkal/jam = 64790,6264 Btu/jam

F. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 119{,}5920\ ^oF$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 86{,}922\ ^oF$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 102{,}3897\ ^oF$$

$\Delta t = Ft.\Delta t_{LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 103{,}1497\ ^oF$

$= 102{,}3897\ ^oF$

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 141{,}161\ ^oF$ $= 97{,}7\ ^oF$

D. Trial U_D DPHE

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

$a_{an} = 3{,}140\ in^2$ do = 3,500 in

de = 1,140 in di = 3,068 in

de' = 0,530 in a" = 0,917 ft^2/ft

$a_p =$ 7,380 in^2

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**

1. Strengthening Nose	2. Nosepiece (Liquid)
3. Nosepiece Nose	4. Nosepiece Nose

a_{an} = 3.140 in^2

= 0,02 ft^2

$$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{424723,459}{0,02}$$

= 19395008 lb/jam.ft^2

tc = 143,6 °F

μ = 0,48 cp (Kern, gbr 14,hal 823)

$$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{(1,140/12) \times 19395008}{0,48 \times 2,42}$$

= 19034357,02

2. Mencari J_H

J_H = 550 (Kern, gbr 28,hal 838)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

k = 0,0066 btu/jam.ft^2(°F/ft)

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh :

Cp = 0,82 btu/lb.°F

$$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

a_p = 7,380 in^2

= 0,05 ft^2

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{424723,459}{0,05}$$

= 7758003,2 lb/jam.ft^2

$$Nret = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{3,068 \times 7758003,2}{0,8 \times 2,42}$$

= 12294191,02

2. Mencari J_H

Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari

3. Mencari h_{io}

karena media pemanasnya steam jenuh, maka :

hio = 1,500 btu/jam.ft^2.°F

$$Re_m = \frac{d_c \times G_m}{\mu \times 2.42}$$

$$= \frac{(1.480/12) \times 1919.5008}{0.48 \times 2.42}$$

$$= 1903.4157.02$$

2. **Menentukan h_m**

$h_m = 350$ (Kern, gbr 24,hal 838)

3. **Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)**

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

$k = 0.0000$ btu/jam.ft^2(°F/ft)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

$Cp = 0.62$ btu/lb.°F

$$ho = h_m \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.14}$$

$$= 1.480/12 \text{ ft}$$

$$= 0.02 \text{ ft}$$

$$G_m = \frac{m}{a_m} = \frac{42472.4439}{0.02}$$

$$= 1919.5008 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Ic = 143.6 \text{ °F}$$

$$\mu = 0.48 \text{ cp}$$ (Kern, gbr 14,hal 824)

$$Nre_a = \frac{de \times G_m}{\mu \times 2.42}$$

$$= \frac{(1.480/12) \times 1919.5008}{0.48 \times 2.42}$$

$$= 1903.4157.02$$

2. **Menentukan h_m**

$h_m = 350$ (Kern, gbr 24,hal 838)

3. **Menentukan h_m**

Karena media pemanaskan steam jenuh,

h_m tidak perlu dicari

3. **Menentukan h_m**

Karena media pemanaskan steam jenuh,

maka :

$(t_w - t_c) = 1.500$ btu/jam.ft^2.°F

$$a_p = 7.380 \text{ in}^2$$

$$= 0.05 \text{ ft}^2$$

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{42472.439}{0.05}$$

$$= 725800.2 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Nre_a = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2.42}$$

$$= \frac{3.068 \times 725800.2}{0.8 \times 2.42}$$

$$= 1229181.02$$

2. **Menentukan h_p**

Karena media pemanaskan steam jenuh,

h_p tidak perlu dicari

$= 550 \left(\frac{0,0066}{(1,140/12)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,48}{0,0066}\right)^{1/3}$ $= 149,2863$ Btu/jam.ft2.°F	

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1,4850 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

4. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 1,3881 \text{ jam.ft}^2\,^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 79,2049 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86,3739 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 20841285,44 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003723\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01353$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ = 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 13461276,58 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003768\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ = 9,41728E-06 psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : condensor

Fungsi : Mengubah fase uap Etanol dari kolom adsorbsi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

Evaluasi Pemanfaatan Tekanan (ΔP)

Shell (liquid)	Tube (steam)
1. Menghitung Re dan friksi	1. Menghitung Re dan friksi
$Re_{c\,s} = 1.054.129,44$	$Re_{c\,s} = 1.940.172,58$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_s)^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_s)^{0,42}}$
$= 0,003772$ ft²/in²	$= 0,003768$ ft²/in²
2. Menghitung ΔP karena perjalanan pipa dari Kern hal 839 didapat :	2. Menghitung ΔP pipa
$Sg = \frac{\rho}{62,43}$	$\Delta Pp = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times d_i} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$
$= 0,01333$	$= 0,117238$ psi < 10 psi
$\rho = 173,041$ lb/ft³	(memenuhi)
$g = 4,18 \times 10^8$	
= 0,4778 psi < 10 psi (memenuhi)	

Spesifikasi alat :

Nama : condenser

Fungsi : Mengubah fase uap Clorof dari kolom adsorbsi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade A type 316

Bagian annulus : $r_{ann} = 3,1440$ in²

- de = 1,140 in
- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in
- di = 3,068 in
- a" = 0,917 ft^2/ft
- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

COOLER (E-148)

Fungsi : Menurunkan suhu setelah kondensasi

Tipe : DPHE

Dasar Perancangan :

Diketahui :

Suhu feed masuk (T_1) = 78 °C = 249,98 °F

Suhu feed keluar (T_2) = 32 °C = 89,6 °F

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar (t_2) = 45 °C = 45 °F

Dasar Perhitungan :

G. Dari perhitungan neraca massa dan panas diperoleh :

Massa bahan = 192705,7437 kg/jam = 424723,4591 lb/jam

Massa steam = 1009778,165 kg/jam = 2225551,076 lb/jam

Panas steam = 715216 kkal/jam = 180234 Btu/jam

H. Menghitung Δt_{LMTD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ = 160,2 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 3{,}6\ ^oF$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 36{,}61\ ^oF$$

$\Delta_t = Ft.\Delta_{t\ LMTD}$ dimana : Ft = 1 (Proses isotermal)

$= 1 \times 103{,}145\ ^oF$

$= 36{,}61\ ^oF$

C. Menghitung Suhu Kalorik

$T_c = ½ (T_1 + T_2)$ $t_c = ½ (t_1 + t_2)$

$= 169{,}7\ ^oF$ $= 99{,}5\ ^oF$

D. Trial U_D DPHE

Ukuran DPHE : 4 x 3 IPS Sch 40

Bagian Anulus (Kern table 6.2 hal 110) Bagian Pipa (Kern table 11 hal 844)

$a_{an} = 3{,}140\ in^2$ do = 3,500 in

de = 1,140 in di = 3,068 in

de' = 0,530 in a" = 0,917 ft^2/ft

$a_p = 7{,}380\ in^2$

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Anulus (Liquid)	Pipa (Staem)
1. Menghitung Nre	**1'. Menghitung Nre**
$a_{an} = 3.140\ in^2$	$a_p = 7{,}380\ in^2$
$= 0{,}02\ ft^2$	$= 0{,}05\ ft^2$

$$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{424723,459}{0,02}$$

$=21236172,96$ lb/jam.ft^2

tc $= 99,5$ °F

μ $= 0,48$ cp (Kern, gbr 14,hal 823)

$$Nres = \frac{de \times Gan}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{(1,140/12) \times 21236172,96}{0,48 \times 2,42}$$

$= 20841285,44$

2. Mencari J_H

$J_H = 550$ (Kern, gbr 28,hal 838)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

k = 0,0066 btu/jam.ft^2(°F/ft)

Dari Kern tabel 5 hal 807 diperoleh :

Cp = 0,82 btu/lb.°F

$$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$= 550 \left(\frac{0,0066}{(1,140/12)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,48}{0,0066}\right)^{1/3}$$

= 149,2863 Btu/jam.ft2.°F

$$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{424723,459}{0,05}$$

= 8494469,182 lb/jam.ft^2

$$Nret = \frac{di \times Gp}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{3,068 \times 8494469,182}{0,8 \times 2,42}$$

$= 13461276,58$

2. Mencari J_H

Karena media pemanasnya steam jenuh, J_H tidak perlu dicari

3. Mencari h_{io}

karena media pemanasnya steam jenuh, maka :

hio = 1,500 btu/jam.ft^2.°F

$$C_{ae} = \frac{m}{d_e} = \frac{42472,459}{0,05}$$

$$= 21.236172,95 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\mu = 0,45 \text{ cp} \quad \text{(Kern, gbr 14,bal 823)}$$

$$Nres = \frac{de \times Cae}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{(1,140172) \times 21.236172,95}{0,45 \times 2,42}$$

$$= 1.846.276,44$$

2. Menentukan J_H

$J_H = 350$ (Kern, gbr 24,bal 834)

3. Menghitung lebar baffle (lb)

perpindahan panas (ho)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

$k = 0,0086$ btu/jam.ft^2(°F/ft)

Dari Kern tabel 5 hal 801 diperoleh :

$Cp = 0,82$ btu/lb.°F

$$ho = J_H \left(\frac{k}{de}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$= 350 \left(\frac{0,0086}{(1,140172)}\right)\left(\frac{0,82 \times 0,45}{0,0086}\right)^{0,14}$$

$$= 140,2862 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

$$C_{ae} = \frac{m}{d_e} = \frac{42472,459}{0,05}$$

$$= 849.449,182 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Nres = \frac{di \times Cp}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{2,068 \times 849.449,182}{0,8 \times 2,42}$$

$$= 1.846.276,38$$

2. Menentukan J_H

Kurva media permeabilitas aliran jernih,

J_H tidak perlu dicari

3. Menentukan h_o

Kurva media permeabilitas aliran jernih,

cuaka :

$h_o = 1.200$ btu/jam.ft^2.°F

4. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 1{,}4850 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

5. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 1{,}3881 \text{ jam.ft}^2\,^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 79{,}2049 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = 86{,}3739 \text{ ft}^2$$

Rd dihitung > Rd keteapan, jadi rancangan HE over design (memenuhi)

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_Re dan friksi N_Re s = 20841285,44 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003723\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa dari Kern hal 808 didapat : $Sg = \frac{\rho}{62{,}43}$ $= 0{,}01353$ $\rho = 175{,}041\ lb/ft^3$ $g = 4{,}18 \times 10^8$ = 0,4378 psi < 10 psi (memenuhi)	**1. Menghitung N_Re dan friksi** N_Re s = 13461276,58 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(NRe)^{0{,}42}}$ $= 0{,}003768\ ft^2/in^2$ 2. Mencari ΔP pipa $\Delta Pn = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times di} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$ = 9,41728E-06 psi < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi alat :

Nama : Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu setelah proses kondensasi

Tipe : DPHE

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade M type 316*

Bagian anulus : - a_{an} = 3,140 in^2

Kalkulasi Pressure Drop (ΔP)

Shell (gas)	Tube (steam)
1. Menghitung N_{Re} dan Faktor	**1. Menghitung N_{Re} dan Faktor**
$N_{Re\,s} = 2084.1283.46$	$N_{Re\,s} = 13.401.270.58$
$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(N_{Re})^{0.42}}$	$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(N_{Re})^{0.42}}$
$= 0.00372.23\ ft^2/in^2$	$= 0.00.3708\ ft^2/in^2$
2. Menurut API kurva rujukan pipa dari Kern hal 808 diduga :	**2. Menurut API pipe**
$Sg = \frac{\rho}{62.43}$	$\Delta Pt = \frac{4 \times f \times G_t^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times d} \times \frac{\rho}{144} \times \frac{1}{2}$
$= 0.01333$	$= 9.417.2383.06$ psi < 10 psi
$\rho = 173.041\ lb/ft^3$	(memenuhi)
$g = 4.18 \times 10^8$	
= 0.4378 psi < 10 psi (memenuhi)	

Spesifikasi alat :

Nama : Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu sebelah proses kondensasi

Tipe : DPHE

Baku konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M type 316

Bagian annulus : $\phi_{in} = 3.1440\ in^2$

- de = 1,140 in
- de' = 0,530 in

Bagian pipa : - do = 3,500 in
- di = 3,068 in
- a" = 0,917 ft^2/ft
- a_p = 7,380 in^2

Jumlah : 1 buah

42. *STORAGE* ETANOL 99,5% (F-150)

Fungsi : Menampung produk etanol 99,5% selama 1 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dasar Perencanaan

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Sehingga didapatkan :

- E (Brownell & Young, hal. 254)[21] = 0,8
- f (Brownell & Young, hal. 342) [21] = 18750 psi
- C (faktor koreksi) = 1/16
- L/D = 1,5

Fluida mengisi tangki sebanyak 80% volume tangki

Massa bahan masuk : 6313,1313 kg/jam = 13917,93 lb/jam

Waktu tinggal : 1 hari = 24 jam

Densitas bahan : 0,78382 kg/L = 48,933388 lb/ft^3

Jumlah tangki : 1 buah

Suhu operasi : 30°C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Perancangan Bejana

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{13917,93}{48,933388}$ = 284,4232 ft^3/jam

Jadi, volume liquid (V_L) = Q_f × waktu tinggal = 284,4232 × 24 = 6826,156 ft^3

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Volume liquid (V_L) = 80% Volume tangki (V_T)

$V_T = V_{RK} + V_L$

V_T = 20% V_T + 6826,156 ft^3

V_T = 8532,695 ft^3

C. Menentukan Diameter Tangki (Di)

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas + Volume tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *flat head* (datar), sehingga vol. tutup bawah = 0

Vol. tangki = Vol. silinder + Vol. tutup atas

Vol. tangki $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3$

8532,695 $= \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right) + 0,0847\ Di^3$, dimana Ls/Di = 1,5

8532,695 = 1,2622 Di^3

Di^3 = 6760,176 ft^3

Di = 18,90831 ft = 226,902 in = 5,763322 m

Tunnel length : 1 mile

Radio operator : [illegible]

Telephone operator : 1 man = 14,000 pads

Transmission System

A. Microwaves Volume Carried (V_c)

Line volume/mile (V_l) = $\frac{\text{voice}}{\eta}$ = $\frac{1,341,125}{.48,000,000}$ = 2,791,823 ft³/mile

Add volume liquid (V_l) = V_l × water depth = 2,791,823 × 2 = 5,583,646 ft³

B. Microwaves Volume Length (V_t)

Assume : Volume liquid (V_l) = 80% Volume tangent (V_t)

$V_t = V_{tc} + V_l$

$V_t = 2,791,823 + 5,583,646 = 8,375,469$ ft³

$V_t = 8,375,469$ ft³

C. Microwaves Diameter Length (D)

Volume tangent = Volume cylinder = Volume body pipe + Volume cone frustum

Flange based on pressure rating, for transformed, weight up and long length = 4

Vol. tangent = Vol. cylinder + Vol. tangent

Vol. tangent = $\left[\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right]$ + 0.0164 D³

8,375,469 = $\left[\frac{\pi \times D^2}{4} \times L\right]$ + 0.0164 D³, assume length = 1.5

8,375,469 = 1,2566 D²

D³ = 6,666 ft³

D = 18.7066 ft = 226 inch or = 5.75 m

D. Menentukan Tinggi Silinder (Ls)

Ls = 1,5 × Di = 1,5 × 18,90831 = 28,36246 ft = 340,353 in

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_{ls})

$$V_L = \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times L_{ls}$$

$$6826{,}156 = \left(\frac{\pi}{4} \times (18{,}90831)^2 \times L_{ls}\right)$$

$$6826{,}156 = 280{,}6564\ L_{ls}$$

$$L_{ls} = 24{,}32211 \text{ ft} = 291{,}8682 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan *Design* (Pi)

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_{ls} - 1)}{144} = \frac{48{,}933388 \times (24{,}32211 - 1)}{144} = 7{,}925286 \text{ psia}$$

P *design* = P operasi + P hidrostatis = 14,696 + 7,925286 = 22,62129 psia

= 7,925286 psig

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times Di}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)} + C = \frac{(7{,}925286)(226{,}902)}{2\,[(18750)(0{,}8) - (0{,}6)(7{,}925286)]} + (1/16)$$

= 0,122461 in = 1,959378/16 in ≈ 3/16 in

Standardisasi Do :

$Do = Di + 2t_s = 226{,}902 + 2(3/16) = 227{,}277$ in

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[21], diperoleh :

$Do_{baru} = 228$

$Di_{baru} = Do - 2t_s = 228 - 2(3/16) = 227{,}625$ in

$r = Di_{baru} = 227{,}625$ in

$icr = 6\% \times Di = 6\% \times 227{,}625 = 13{,}6575$ in

D. Menentukan Tinggi Silinder (L_s)

$L_s = 1,5 \times D_i = 1,5 \times 18,90631 = 28,36947 \text{ ft} = 340,43 \text{ in}$

E. Menentukan Tinggi Liquid (L_L)

$$V_L = \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_L$$

$$0826,156 = \left(\frac{\pi}{4} \times (18,90631)^2 \times L_L\right)$$

$$0826,156 = 250,0504\ L_L$$

$$L_L = 24,32211 \text{ ft} = 291,8652 \text{ in}$$

F. Menentukan Tekanan Desain (P)

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times (L_L - 1)}{144} = \frac{46,03288 \times (24,32211 - 1)}{144} = 7,925586 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis} = 14,696 + 7,925586 = 22,621586 \text{ psia}$$

$$= 7,925586 \text{ psig}$$

G. Menentukan Tebal Tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times D_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C = \frac{(7,925586)(227,2772)}{2((18750)(0,8)-(0,6)(7,925586))} + (1/16)$$

$$= 0,122464 \text{ in} = 1,0505788/16 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi Do :

$$Do = Di + 2t_s = 226,902 + 2(3/16) = 227,277 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91[10], dipersiapkan :

$$Do_{new} = 228$$

$$Di_{new} = Do - 2t_s = 228 - 2(3/16) = 227,625 \text{ in}$$

$$r = Di_{new} = 227,625 \text{ in}$$

$$Icr = 0,06 \times Di = 0,06 \times 227,625 = 13,6575 \text{ in}$$

sf = 1,5-2 ≈ 2

L_{Sbaru} = 1,5 × Di = 1,5 × 227,625 = 341,4375 in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

$$tha = \frac{0,885 \times P_i \times r}{f \times E - 0,1 \times P_i} + C$$ (Brownell & Young, hal. 258)[21]

$$= \frac{(0,885)(7,925286)(227,625)}{(18750)(0,8) - (0,1)(7,925286)} + (1/16)$$

= 0,168941 in = 2,70306/16 in ≈ 3/16 in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

ha = 0,169 × Di = 0,169 × 227,625 = 38,46863 in

H = L_s + ha = 341,4375 + 38,46863 = 379,9061 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : *Storage* etanol 99,5%

Fungsi : Menampung produk etanol 99,5% selama 1 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat head* (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
- Jumlah tangki = 1 buah
- Volume total = 8532,695 ft^3
- Di (diameter dalam) = 227,625 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4375 in

s_t = 1,5-2 = 2

L_{shell} = 1,5 × Di = 1,5 × 227,025 = 341,4275 in

H. Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

$$tha = \frac{0,885 \times P_i \times r}{f \times E - 0,1 \times P_i} + C \quad \text{(Brownell & Young hal 138)}$$

$$= \frac{(0,885)(7,923286)(227,025)}{(18750)(0,8) - (0,1)(7,923286)} + (0,16)$$

= 0,168941 in = 2,703046 in ≈ 3 in

I. Menentukan Tinggi Tangki (H)

ha = 0,169 × Di = 0,169 × 227,025 = 38,40403 in

H = L_s + ha = 341,4275 + 38,40403 = 379,8001 in

Spesifikasi alat :

Nama alat : Storage asetal 99,5%

Fungsi : Menampung produk asetal 99,5% selama 1 hari

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk flat head (datar)

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah tangki = 1 buah
- Volume total = 8533,095 ft³
- Di (diameter dalam) = 227,025 in
- Do (diameter luar) = 228 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 341,4275 in

- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 38,46863 in
- H (tinggi tangki) = 379,9061 in

43. POMPA SENTRIFUGAL ADSORBSI (L-149)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari kolom adsorbsi ke storage produk

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Perancangan Pompa

Massa bahan masuk : 6313,131313 kg/jam = 13917,93 lb/jam

A. Menentukan Densitas Bahan

Komponen	Massa	xi	SG	xi.SG
Air	31,56566	0,005	1	0,005
C_2H_5OH	6281,566	0,995	0,79	0,78605
	6313,131	1		0,79105

Diket : Densitas (ρ) air T = 30°C = 0,995647 g/mL

Jadi, densitas (ρ) campuran = 0,79105 × 0,995647 = 0,787607 kg/L

= 49,17028 lb/ft^3

B. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas (μ) campuran

Air = 0,85 cp

Etanol (dianggap larutan etanol 100%) = 1 cp

Jadi, viskositas (μ) campuran = μ air + μ etanol = 0,85 + 1

= 1,85 cp = 0,001243 lb/ft.s

C. Menentukan *Rate* Volumetrik (Q_f)

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{13917,93}{49,17028}$ = 283,0557 ft^3/jam = 0,078627 ft^3/s

= 35,29233 gal/min

D. Menentukan Diameter Optimal (Di_{opt})

Dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hal. 496[22], diperoleh :

$Di_{opt} = 3,9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9\ (0,078627)^{(0,45)} \times (49,17028)^{0,13}$

= 2,060593 in

Standarisasi Di = 2 in Sch. 40 (Geankoplis 6th, App. 5 hal. 892)[20], sehingga diperoleh :

Di = 2,067 in = 0,172248 ft

Do = 2,375 in

A = 0,0233 ft^2

E. Menentukan Laju Alir Fluida (V)

Laju alir fluida (V) = $\frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0,078627}{0,0233}$ = 3,374532 ft/s

= 24,26225 gal/menit

F. Menentukan Jenis Aliran Fluida (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,172248 \times 3,374532 \times 49,17028}{0,001243} = 22990,55 > 4000$$

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulent.(Geankoplis 6th, hal. 49)[20]

Ditentukan bahan pipa adalah c*ommercial steel.* Dari Geankoplis 6th, hal. 88[20]

diperoleh ε = (4,6 x 10^{-5}) m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(4,6 \cdot 10^{-5}) \times 39,37}{2,067} = 0,000876$$

Dari Geankoplis 6th, fig. (2.10-3) hal. 88[20], didapat f (*Fanning friction factor*) : 0,0059

G. Menentukan Friksi Pipa (F)

- Pipa lurus = 50 ft
- *Elbow*, 90° = 2 buah

  K_f(Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 2 × 0,75 = 1,5
- *Gate valve* = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th, tabel 2.10-1, hal. 95[20]) = 1 × 0,17 = 0,17

Dari pers. 2.10-16, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_c = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1-\frac{0}{0{,}0233}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10-15, Geankoplis 6th, hal. 93[20] :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0233}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10-18, Geankoplis 6th, hal. 94[20] :

$$\Sigma F = \left[4f\ \frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \left[4\,(0{,}0059) \times \frac{50}{(0{,}172248)} + 1 + 0{,}55 + 1{,}5 + 0{,}17\right]\frac{(3{,}374532)^2}{(2 \times 32{,}174)}$$

$$= 1{,}782159\ lb_f.ft/lb_m$$

H. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7-28, Geankoplis 6th, hal. 64[20]) :

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$= \left[[illegible] \right]$$

$$[illegible] = \left[[illegible] \right] \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

[illegible]

$$[illegible] = \left(1 - \frac{V'}{V} \right)_{[illegible]} = \left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]} \right)_{[illegible]} = [illegible]$$

[illegible]

$$[illegible] = [illegible] \left(1 - \frac{V'}{V} \right) = [illegible] \left(1 - \frac{[illegible]}{[illegible]} \right) = [illegible]$$

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times \alpha \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}374532$ ft/s

$\Delta P = 0$

$\alpha = 1$

Maka :

$$W_S = \left[\frac{(3{,}374532)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{49{,}17028}\right] + 1{,}782159$$

$= 16{,}95913$ ft.lb_f/lb_m

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}95913) \times (0{,}078627) \times (49{,}17028)}{550} = 0{,}11921 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[22], didapat :

η (effisiensi) pompa = 23%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}11921}{0{,}23} = 0{,}518305 \text{ hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[22], didapat :

η (effisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}518305}{0{,}80} = 0{,}647881 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

$$\frac{1}{2g}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\left[\frac{\Delta v^2}{(2 \times g_c)}\right] + \left[\frac{(\Delta z \times g)}{g_c}\right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho}\right] + \Sigma F + W_s = 0$$

Diketahui :

$\Delta z = 15$ ft

$\Delta v = 3{,}274852$ ft/s

$\Delta P = 0$

$g = 1$

Maka :

$$W_s = \left[\frac{(3{,}274852)^2}{(2)\cdot(1)\cdot(32{,}174)}\right] + \left[\frac{(15)\cdot(32{,}174)}{32{,}174}\right] + \left[\frac{0}{49{,}17028}\right] + 1{,}792150$$

$$= (6{,}0590)\ \text{ft.lbf/lb}_m$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(16{,}6590\ \text{ft})\times(0{,}0708627)\times(49{,}17028)}{550} = 0{,}11921\ \text{hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-37, hal. 520[Pg], diduga :

η (efisiensi) pompa = 25%

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}11921}{0{,}25} = 0{,}518305\ \text{hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14-38, hal. 521[Pg], diduga :

η (efisiensi) motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}518305}{0{,}80} = (0{,}647881)\ \text{hp} \approx 1\ \text{hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	: Mengalirkan etanol dari kolom destilasi II ke kolom adsorbsi
Tipe	: *Centrifugal Pump*
Bahan	: *Commercial Steel*
Ukuran	: Pipa 2 in Sch. 40
Kapasitas	: 13917,93 lb/jam
Daya	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

APPENDIKS D

PERHITUNGAN UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Molases ini yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

a. Unit penyediaan steam
b. Unit penyediaan air
c. Unit penyediaan tenaga listrik
d. Unit penyediaan bahan bakar

A. Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Molases ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Adapun alat-alat yang membutuhkan steam adalah :

Tabel D.1. Kebutuhan Steam pada Peralatan

No.	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	M – 115	Pemanas Sterilisasi	86785.354798
2.	E – 216	Pemanas Heater	12187.474020
3.	E – 217	Pemanas Reboiler	1003.062886
4.	E – 223	Pemanas Reboiler	2554.245379
5.	E – 226	Pemanas Heater	33183.763312
		Jumlah	135713.900395

Direncanakan banyaknya steam yang disuplay adalah 20% *excess*, sehingga :

Kebutuhan steam = 1,2 x 135713.900395 kg/jam

= 162856.68 kg/jam

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess, sehingga :

Make up steam = 1,1 x 162856.68 kg/jam

= 179142.348521 kg/jam

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan oleh 8 buah boiler adalah :

Massa steam (m_s) = 22392.793565 kg/jam

= 49367.152694 lb/jam

Direncanakan steam yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

- Suhu (T) = 212,777778 °C = 415 °F
- Tekanan (P) = 292,400 psi
- Air umpan boiler masuk pada suhu 212 °F

Dasar Perhitungan :

Dari persamaan 172 Savern W.H.,"*Steam Air and Gas Poer*", hlm. 140 :

$$Hp = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34,5}$$

Dimana :

- m_s = massa steam yang dihasilkan
- H_g = enthalpi steam pada 415 °F
- H_f = enthalpi air masuk pada 212 °F
- H_{fg} = enthalpi uap air pada 212 °F
- 34,5 = angka penyesuaian pada penguapan 34,5 Hp/lb air.jam pada 212 °F menjadi uap kering.

Dari Van Ness, App. C tabel C-3, hlm. 628 didapatkan :

- H_g pada 415 °F = 292,4 psia = 1202,70 Btu/lb
- H_f pada 212 °F = 14,7 psia = 180,17 Btu/lb
- H_{fg} pada 212 °F = 14,7 psia = 970,3 Btu/lb

Sehingga :

$$Hp = \frac{(49367.152694 \text{ lb/jam}) \times (1202,7 - 180,17) \text{ Btu/lb}}{(970,3 \text{ Btu/lb}) \times 34,5}$$

$$= 1507.957 \text{ Btu/jam} \approx 1600 \text{ Btu/jam}$$

Dari persamaan 171 Savern W.H. hlm.140 didapatkan kapasitas boiler (Q) :

$$Q = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{1000} =$$

$$\frac{(49367.152694 \text{ lb/jam}) \times (1202,7 - 180,17) \text{ Btu/lb}}{1000}$$

$$= 50479.394644 \text{ lb/jam}$$

$$= 14.022054 \text{ lb/dt}$$

Dari persamaan 173 Savern W.H. hlm.140 didapatkan :

$$\text{Faktor evaporasi} = \frac{H_g - H_f}{970,3} = \frac{(1202,7 - 180,17) \text{ Btu/jam}}{970,3 \text{ Btu/jam}}$$

[illegible]

- m_r = mass of [illegible] gas [illegible]
- H_1 = enthalpy at compressor inlet 14.7 °F
- H_2 = enthalpy at reactor inlet 314.7 °F
- H_3 = enthalpy at reactor exit 314.7 °F
- H_4 = enthalpy at [illegible] 314.7 °F
- SH_2 = [illegible] compressor work [illegible] 14.7 °F

[illegible]

Data from Bureau Agricultural Economics [illegible]

- H_1 [illegible] 314.7 °F = [illegible] = [illegible] Btu/lb
- H_2 [illegible] 314.7 °F = [illegible] = [illegible] Btu/lb
- H_3 [illegible] 314.7 °F = [illegible] = [illegible] Btu/lb

Therefore:

$$H_4 = \frac{(H_3 - H_2)\,\text{[illegible]} - SH_2}{\text{[illegible]}} = \frac{(\text{[illegible]} - \text{[illegible]})\,\text{[illegible]} - \text{[illegible]}}{\text{[illegible]}}$$

$$= \text{[illegible]}\ \text{Btu/lb}$$

Data [illegible] 14.7 Source: [illegible] Data [illegible] Economics [illegible]

$$Q = \frac{m_r\,(H_4 - H_1)}{(\text{[illegible]})}$$

$$= \frac{(\text{[illegible]})\,(\text{[illegible]} - \text{[illegible]})}{(\text{[illegible]})}$$

$$= \text{[illegible]}\ \text{Btu/hr}$$

$$= \text{[illegible]}\ \text{Btu/hr}$$

Data [illegible] 14.7 Source: [illegible] Data [illegible]

$$\text{Heat exchanger} = \frac{H_3 - H_4}{\text{[illegible]}} = \frac{\text{[illegible]} - \text{[illegible]}}{\text{[illegible]}}$$

= 1,053829

Jumlah air yang dibutuhkan = faktor evaporasi x rate steam

= (1,053829) x (49367.152964 lb/jam)

= 52024.522976 lb/jam

= 23598.168818 kg/jam

Sebagai bahan bakar boiler digunakan *fuel oil*, dengan *heating value* (H_v) sebesar 19200 Btu/lb (Perry's, edisi 7 hlm. 9-26).

Diperkirakan efisiensi boiler 85%, maka kebutuhan bahan bakar boiler:

$$\text{Bahan bakar boiler} = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v}$$

$$= \frac{49367.152694 \times (1202{,}7 - 180{,}17)\ \text{Btu/lb}}{0{,}85 \times (19200\ \text{Btu/lb})}$$

= 3093.1001 lb/jam

= 1403.021030 kg/jam

Maka jumlah perpindahan panas boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut :

- *Heating value surface* = 10 ft^2/Hp boiler
- Direncanakan panjang pipa = 16 ft
- Ukura pipa yang digunakan = 4 in
- Luas permukaan linear feed = 1,178 ft^2/ft (Kern, tabel 10 hlm. 844)

Area yang diperlukan untuk transfer panas :

A = 10 x Hp boiler = 10 x 1600 = 16000 ft^2

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{at \times L} = \frac{16000\ ft^2}{(1{,}178\ ft^2/ft) \times (16\ ft)} = 848 \approx 850 \text{ tube}$$

Spesifikasi boiler (Q-220) :

- *Type* : *Fire tube* boiler
- Kapasitas boiler : 52024.522976 lb/jam
- *Rate* steam : 49367.152697 lb/jam
- Bahan bakar : *Fuel oil*
- Efisiensi : 85%
- *Heating surface* : 16000 ft^2
- Jumlah tube : 850 buah
- Ukuran tube : 4 in
- Panjang tube : 16 ft
- Jumlah boiler : 8 buah

B. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak penampung air sungai untuk mengalami pengolahan selanjutnya yang dipergunakan sebagai air sanitasi. Sedangkan untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{at \times L} = \frac{\text{[illegible]}}{(0.1728\ \text{[illegible]})\times(\text{[illegible]})} = \text{[illegible]}\ \text{tube} \approx 820\ \text{tube}$$

Spesifikasi boiler(ketel)-[illegible] :

- Type : Fire-tube boiler
- Operating Pressure : [illegible] kPa
- Heat Source : [illegible] kPa
- Boiler Power : [illegible]
- Efficiency : 80%
- Heating surface : [illegible] m^2
- Number tube : [illegible] tube
- Diameter tube : [illegible] in
- Heating tube : [illegible] ft
- Heated Layer : [illegible]

II. Udara Pembakaran Air

Udara pembakaran bertekanan ini pada partikel tertentu dimasukkan dimuka dari air burner. Fungsinya untuk air sangat dibutuhkan dalam hal pencampuran bahan bakar mengalami perubahan sehingga yang dipersyaratkan sangat air sekitar berlangsung untuk air proses air pembakaran dan air minum harus dalam dimasukkan dari bagian sisi dengan kecepatan tinggi.

B.1. Air Sanitasi

Air sanitasi ini dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik
   - Berada di bawah suhu udara
   - Warnanya jernih
   - Tidak berasa dan
   - Tidak berbau

b. Syarat kimia
   - Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
   - Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis
   - Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen

Kebutuhan air sanitasi pada pra rencana pabrik Bioethanol dari eceng gondok ini adalah :

- Untuk kebutuhan karyawan

  Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

  Jumlah karyawan pada pabrik = 130 orang

  Jam kerja untuk tiap karyawan = 8 jam/hari

  Pemakaian air sanitasi untuk 125 karyawan adalah $= 120 \text{ kg} \times \frac{130}{3}$

  $= 5200$ kg/hari

  $= 216.67$ kg/jam

- Untuk laboratorium dan taman

  Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga :

  Kebutuhan air untuk laboratorium dan taman = 50% x 5000 kg/hari

  = 2600 kg/hari

  = 108.33 kg/jam

- Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

  Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi, sehingga :

  Kebutuhan air sanitasi adalah = (100 % + 40 %) x (216.67 + 108.33)kg/jam

  = 455 kg/jam

B.2. Steam

Steam yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada Tabel D.1. dengan jumlah steam yang dibutuhkan adalah 135713.900 kg/jam.

Direncanakan banyaknya steam yang disupply adalah 20% *excess*, sehingga :

Kebutuhan steam = 1,2 x 135713.900 kg/jam

= 162856.680 kg/jam

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% *excess*, sehingga :

Make up steam = 1,1 x 135713.900 kg/jam

= 179142.348521 kg/jam

B.3. Air Pendingin

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.2. Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan

No.	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	M-120	Tangki Starter	1362400.495
2.	R-110	Tangki Fermentor	341593.1169
3.	E-117	Cooler dari Sterilisasi	100978.265
4.	E-218	Condensor Destilasi 1	729.0251
5.	E-224	Condensor Destilasi 2	70.90
6.	E-228	Condensor dari Adsorbsi	2638.560
3.	E-229	Cooler	40545.22914
		Jumlah	1744538.841040

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disupply dengan *excess* 20%.

Kebutuhan air pendingin = 1,2 x 1744538.841040 kg/jam

= 2093446.609248 kg/jam

Make up untuk kebutuhan air pendingin direncanakan 10% *excess*, sehingga :

Make up air pendingin = 1,1 x 1744538.841040 kg/jam

= 2302791.270173 kg/jam

B.4. Air Proses

Air proses yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.3. Kebutuhan Air Proses pada Peralatan

No.	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	M-124	Tangki pengencer H_2SO_4	75.9500
2.	M-113	Tangki pengencer Molases	3327.180952
		Jumlah	3403.131136

Jadi jumlah kebutuhan air yang harus disupply dalam Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Molases ini adalah :

[illegible]

[illegible]

		[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible] = [illegible]

[illegible]

		[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Tabel D.4. Kebutuhan Total Air

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1.	Air sanitasi	455.000000
2.	Steam	179142.348521
3.	Air Pendingin	2302791.270173
4.	Air Proses	3403.131136
	Jumlah	2485791.749830

Untuk memenuhi kebutuhan air, maka Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini menggunakan air sungai. Sebelum digunakan, air sungai tersebut masih perlu diproses (*water treatment*) untuk memenuhi air sanitasi, air pemanas, air pendingin dan juga air proses. Peralatan yang diperlukan pada proses pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Pompa Air Sungai (L-211)

Fungsi : Untuk memompa air sungai ke bak skimer

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 2485791.749830 kg/jam = 54801763491676 lb/jam

= 1522.271248 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{103{,}649676 \text{ lb/dt}}{62{,}430266 \text{ lb/ft}^3} = 24.383546 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892 diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(1{,}660247)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$$

$$= 28.096975 \text{ in}$$

$$= 2.341415 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}660247\ ft^3/dt}{0{,}3474\ ft^2}$$

$$= 70.188675 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7{,}981/12)\ ft \times (4{,}779065)ft/dt \times (62{,}430266)lb/ft^3}{0{,}000605\ lb/ft \cdot dt}$$

$$= 52439.48 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th hlm 88 diperoleh ε = ($2{,}6 \times 10^{-4}$) m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})m \times 3{,}2808\ ft/m}{(7{,}981/12)\ ft} = 0{,}001283$$

Dari Geankoplis 6th, gbr. 2.10.3 hlm 88, didapat f(*Fanning friction factor*) = 0,0075

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 140 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25

- Gate valve = 1 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 4,5

- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}0075)\times\frac{140}{(7{,}981/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 4{,}5 + 6\right]\frac{(4{,}779065)^2}{2}$$

$$= 3173.711203 \text{ lb}_f\text{. ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c} + \frac{\Delta z\cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 4,779065 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(4,779065)^2}{(2)\cdot(1,05)\cdot(32,2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9,8)}{32,2}\right] + \left[\frac{0}{62,430266}\right] + 3173.711203$$

$$= 10.64$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10.644) \times (1,660247) \times (62,430266)}{550}$$

$$= 7.362527 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 6.095886 ft^3/dt = 2736.199566 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 75 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{7.362527 \text{ Hp}}{0,75} = 9.816702 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{9.816702}{0,78} = 12.585516 \text{ Hp} \approx 13 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 13 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 4 buah

2. Bak Sedimentasi (F-213)

Fungsi : Untuk memisahkan kotoran yang mengandung partikel berukuran besar dan sebagai pengendapan awal

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 248579.174983 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

Rate volumetrik = $\frac{248579.17583 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3}$ = 249.657696 m^3/jam

Waktu pengendapan = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu pengendapan

= (249.657 m^3/jam) x (12 jam)

= 2995.8923 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

Volume bak = $\frac{2995.8923 m^3}{0,8}$ = 3744.865443 m^3

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

3744.865 m^3 = 30 X^3

84,99451 m^3 = X^3

X = 4,997717 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

- Panjang = 14.993151 m
- Lebar = 9.995434 m
- Tinggi = 4.997717 m

Spesifikasi bak sedimentasi :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 14.993151 m
- Lebar : 9.995434 m
- Tinggi : 4.997717 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 10 buah

3. Pompa Sedimentasi (L-213)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak sedimentasi ke bak clarifier

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 2485791.749830 kg/jam = 54801763491676 lb/jam

= 1522.271248 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\dfrac{103,649676 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 24.383546 ft^3/dt

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892 diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0{,}45)} \times (\rho)^{0{,}13} = 3{,}9\,(1{,}660247)^{(0{,}45)} \times (62{,}430266)^{0{,}13}$$

$$= 28.096975 \text{ in}$$

$$= 2.341415 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}660247\ ft^3/dt}{0{,}3474\ ft^2}$$

$$= 70.188675 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7{,}981/12)\ ft \times (4{,}779065)ft/dt \times (62{,}430266)lb/ft^3}{0{,}000605\ lb/ft \cdot dt}$$

$$= 52439.48 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th hlm 88 diperoleh ε = ($2{,}6 \times 10^{-4}$) m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\,m \times 3{,}2808\ ft/m}{(7{,}981/12)\ ft} = 0{,}001283$$

Dari Geankoplis 6th, gbr. 2.10.3 hlm 88, didapat f(*Fanning friction factor*) = 0,0075

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 140 ft

- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25

- Gate valve = 1 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 4,5

- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}0075)\times\frac{140}{(7{,}981/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 4{,}5 + 6\right]\frac{(4{,}779065)^2}{2}$$

$$= 3173.711203 \ \ lb_f.\ ft/lb_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c} + \frac{\Delta z\cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 4,779065 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(4{,}779065)^2}{(2)\cdot(1{,}05)\cdot(32{,}2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9{,}8)}{32{,}2}\right] + \left[\frac{0}{62{,}430266}\right] + 3173.711203$$

$$= 10.64$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10.644)\times(1{,}660247)\times(62{,}430266)}{550}$$

$$= 7.362527 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 6.095886 ft^3/dt = 2736.199566 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 75 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{7.362527 \text{ Hp}}{0{,}75} = 9.816702 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{9.816702}{0{,}78} = 12.585516 \text{ Hp} \approx 13 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 13 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*

Jumlah : 4 buah

4. Bak Skimmer (F-215)

Fungsi : Untuk memisahkan kotoran yang mengapung sekaligus sebagai bak pengendapan awal.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 248579.174983 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

Rate volumetrik = $\frac{248579.17583 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3}$ = 249.657696 m^3/jam

Waktu pengendapan = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu pengendapan

= (249.657 m^3/jam) x (12 jam)

= 2995.8923 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

Volume bak = $\frac{2995.8923 m^3}{0,8}$ = 3744.865443 m^3

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

3744.865 m^3 = 30 X^3

84,99451 m^3 = X^3

X = 4,997717 m

Jadi ukuran bak skimer :

- Panjang = 14.993151 m
- Lebar = 9.995434 m
- Tinggi = 4.997717 m

Spesifikasi bak skimmer :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 14.993151 m
- Lebar : 9.995434 m
- Tinggi : 4.997717 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 10 buah

5. Pompa Skimmer (L-216)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak skimer ke bak clarifier

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 2485791.749830 kg/jam = 54801763491676 lb/jam

= 1522.271248 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{103,649676 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 24.383546 ft^3/dt

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892 diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(1{,}660247)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$$

$$= 28.096975 \text{ in}$$

$$= 2.341415 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}660247 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0{,}3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 70.188675 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7{,}981/12)\text{ ft} \times (4{,}779065)\text{ft/dt} \times (62{,}430266)\text{lb/ft}^3}{0{,}000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$= 52439.48 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th hlm 88 diperoleh ε = $(2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\text{m} \times 3{,}2808 \text{ ft/m}}{(7{,}981/12)\text{ ft}} = 0{,}001283$$

Dari Geankoplis 6th, gbr. 2.10.3 hlm 88, didapat f(*Fanning friction factor*) = 0,0075

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 140 ft

- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25

- Gate valve = 1 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 4,5

- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}0075)\times\frac{140}{(7{,}981/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 4{,}5 + 6\right]\frac{(4{,}779065)^2}{2}$$

$$= 3173.711203 \text{ lb}_f\text{. ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c} + \frac{\Delta z\cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 4,779065 ft/dt

- $\Delta P = 0$ - $\alpha = 1,05$

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(4,779065)^2}{(2)\cdot(1,05)\cdot(32,2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9,8)}{32,2}\right] + \left[\frac{0}{62,430266}\right] + 3173.711203$$

$$= 10.64$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10.644) \times (1,660247) \times (62,430266)}{550}$$

$$= 7.362527 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 6.095886 ft^3/dt = 2736.199566 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 75 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{7.362527 \text{ Hp}}{0,75} = 9.816702 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{9.816702}{0,78} = 12.585516 \text{ Hp} \approx 13 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 13 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*

Jumlah : 4 buah

6. Bak Clarifier (H-210)

Fungsi : Untuk tempat terjadinya koagulasi dan flokulasi dengan penambahan koagulan alum ($Al_2(SO_4)_3 . 18 H_2O$)

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel* SA 240 Grade M type 316

Dasar Perhitungan :

A. Menentukan dimensi bak *clarifier*

Rate aliran = 248579.175 kg/jam

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{373138{,}832719 \text{ lb/jam}}{62{,}160568 \text{ lb/ft}^3} = 6002{,}822149 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

Diasumsikan :

- Volume bahan = 75 % volume tangki
- Volume ruang kosong = 25 % volume tangki

Jadi volume tangki = V_T = (100/75) x 6002,822149 ft^3/jam

= 8003,762865 ft^3/jam

= 249,657 m^3/jam

Kebutuhan alum = 30% dari volume air total dengan konsentrasi 80 ppm atau 80 mg tiap 1 L air (0,08 kg/m^3).

Jadi kebutuhan alum = (30%) x (249,657 m^3/jam) x (0,08 kg/m^3)

= 5,439649 kg/jam

Kebutuhan alum tiap hari = 24 jam/hari x 20,398682 kg/jam

= 130,551565 kg/hari

Menentukan dimensi tangki :

Volume total = V tutup bawah + V silinder

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot tg\ 1/2\ \alpha} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_s$$

$$8003{,}762865 ft^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot tg\ (60)} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_s \text{ , dimana } L_s = 1{,}5\ D_i$$

$$8003{,}762865 ft^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot tg\ (60)} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot 1{,}5 D_i$$

$$D_i^3 = 6381{,}686162\ ft^3$$

$$D_i = 18{,}548629\ ft = 222{,}583548\ in$$

Menentukan tinggi bahan (L_{ls}):

Volume bahan = V tutup bawah + V silinder

$$6002{,}822149\ ft^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot tg\ 1/2\ \alpha} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_{ls}$$

$$= \frac{\pi \cdot (18{,}548629)^3}{24 \cdot tg(60)} + \frac{\pi \cdot (18{,}548629)^2}{4} \cdot L_{ls}$$

$$= 482{,}489889\ ft^3 + 270{,}326286\ ft^2 \cdot L_{ls}$$

$$L_{ls} = 20{,}420997\ ft = 245{,}051963\ in$$

Menentukan tekanan design (P_{design}) :

$$P_{design} = 14{,}7 + \left[\rho \cdot \frac{g}{g_c} \cdot h\right] = 14{,}7 + \left(\frac{62{,}160568 \times 20{,}420997}{144}\right)$$

$$= 23{,}515144\ psig$$

Menentukan tebal silinder (t_s) :

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2(f \cdot E - 0{,}6 P_i)} + C = \frac{(23{,}515144) \cdot (222{,}583548)}{2[(18750) \cdot (0{,}8) - (0{,}6)(23{,}515144)]} + (1/16)$$

$$= 0{,}237134\ in \times 16/16$$

$$= 3{,}79/16\ in \approx ¼\ in$$

Standarisasi D_o : $D_o = D_i + 2\,t_s = 222{,}583548 \text{ in} + 2\,(\tfrac{1}{4})\text{ in}$

$= 223{,}083548 \text{ in}$

Dari Brownell & Young, tabel 5-7 hal. 91 didapatkan standarisasi D_o = 228 in, sehingga :

$D_i = D_o - 2\,t_s = 228 \text{ in} - 2\,(\tfrac{1}{4})\text{ in} = 227{,}5 \text{ in} = 3{,}968750 \text{ ft}$

Menentukan tinggi silinder (L_s) :

$L_s = 1{,}5\,D_i = 1{,}5\,(227{,}5)\text{ in} = 341{,}250000 \text{ in} = 28{,}437500 \text{ ft}$

Menentukan dimensi tutup bawah (conical) :

Tebal tutup bawah (thb) :

$$thb = \frac{P_i \cdot de}{2\,(f \cdot E - 0{,}6Pi)\cos\alpha} + C \quad \text{, dimana } de = D_i$$

$$= \frac{(23{,}515144)\cdot(227{,}5)}{2\,[(18750)\cdot(0{,}8) - (0{,}6)(23{,}515144)]\cos 60} + (1/16)$$

$= 0{,}419482 \text{ in x } 16/16$

$= 6{,}71/16 \text{ in} \approx 7/16 \text{ in}$

Dari Brownell & Young, tabel 5.6 hal. 88, untuk ts = 7/16 in, maka sf = 1,5 – 3,5 sehingga diambil harga sf = 2,5 in.

$$\text{Tinggi tutup bawah (hb)} = \frac{1/2 \cdot D_i}{tg\ 1/2\ \alpha} = \frac{1/2 \cdot (227{,}5)}{tg\ 1/2\ (120)} = 131.347186 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi bak clarifier sebagai berikut :

- D_o = 228 in
- D_i = 227,5 in
- L_s = 682.5 in
- thb = 7/16 in
- hb = 131.347186 in
- t_s = ¼ in
- Tinggi tangki = Tinggi tutup bawah (hb) + Tinggi silinder (L_s)

= (131.347186 + 682.5) in

= 813.85 in

B. Menentukan dimensi pengaduk

Perencanaan pengaduk :

- Jenis pengaduk : Axial turbin 4 blades sudut 45° (G.G. Brown hal. 507).
- Bahan impeller : *High Alloy Steel* SA 240 Grade M type 316.
- Bahan poros pengaduk : *Hot Roller* SAE 1020

Dari G.G. Brown hal. 507, diperoleh data-data sebagai berikut :

- Dt/Di = 5,2
- Zl/Di = 2,7 – 3,9
- Zi/Di = 0,75 – 1,3
- W/Di = 0,1

Dimana :

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

Dt/Di = 5,2 ; Di = Dt/5,2

Sehingga : Di = (227,5 in) / 5,2 = 43,75 in

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

Zi/Di = 0,9 ; Zi = 0,9 Di

Sehingga : Zi = 0,9 x (43,75 in) = 39,375 in

c. Menentukan panjang impeller

L/Di = ¼ ; L = ¼ . Di

Sehingga : L = (0,25) x (43,75 in) = 10,9375 in

d. Menentukan lebar impeller

W/Di = 0,1 ; W = 0,1 . Di

Sehingga : W = (0,1) x (43,75 in) = 4,375 in

e. Menentukan tebal *blades*

J/Dt = 1/12 (Mc. Cabe, hal. 253) ; J = Dt/12

Sehingga : J = (227,5 in)/12 = 18,9583 in

Perhitungan daya pengaduk :

$$P = \frac{\varphi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana :

P = daya pengaduk

Φ = power number

ρ = densitas bahan = 62,160568 lb/ft^3

Di = diameter impeller = 43,75 in = 3,645833 ft

gc = 32,2 $lb.ft/dt^2.lbf$

n = putaran pengaduk, ditetapkan n = 120 rpm = 2 rps (Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144)

dengan μ bahan = 0,9 cp = (0,3) x ($6,7197.10^{-4}$)

= $6,05.10^{-4}$ lb/ft.s

$$N_{Re} = \frac{(3{,}645833\ ft)^2 \times (2) \times (62{,}160568\ lb/ft^3)}{6{,}05 \cdot 10^{-4}\ lb/ft.dt} = 2732412{,}079895$$

Dari Mc Cabe II hal. 47, diketahui aliran liquid adalah turbulen ($N_{Re} > 2100$).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal.. 507, diperoleh $\Phi = 0{,}7$.

$$P = \frac{(0{,}7) \times (62{,}160568\ lb/ft^3) \times (2)^3 \times (3{,}645833\ ft)^5}{32{,}2\ lb/ft/dt^2.lbf} = 6963{,}557791\ lb.ft/dt$$

$$= (6963{,}557791 / 550)$$

$$= 12{,}661014\ Hp$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain Losses* (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- *Transmission System Losses* (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan $= (0{,}1 + 0{,}15)\ P + P$

$= (0{,}25)\ (12{,}661014\ Hp) + 12{,}661014\ Hp$

$= 15{,}826268\ Hp \approx 16\ Hp$

Perhitungan poros pengaduk :

1. Diameter poros

$$T = \frac{(63025) \cdot (16)}{120} = 8403{,}333333\ lb.in$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan *Hot Rolled Steel* SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36000 lb/in^2.

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$S = 20\% \times (36000)\ lb/in^2 = 7200\ lb/in^2$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right)^{1/3} = \left(\frac{16 \times 8403{,}333333 \text{ lb.in}}{\pi \times 7200 \text{ lb/in}^2}\right)^{1/3}$$

$$= 1{,}811221 \text{ in}$$

2. Panjang poros

$$L = h + i - Zi$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

Zi = jarak impeller dari dasar tangki = 39,375 in = 3,281250 ft

i = panjang poros diatas bejana tangki = 10,9375 in = 0,911458 ft

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 341,25 in = 28,4375 ft

Jadi panjang poros pengaduk(L) = (341,25 in + 10,9375 in) – 39,375 in

= 312,8125 in = 26,067708 ft

7. Sand Filter (H-217)

Fungsi : Tempat untuk menghilangkan warna, rasa dan bau air sungai

Type : Tangki mendatar

Waktu tinggal : 0,5 jam

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 248579.174983kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{169254{,}664211 \text{ kg/jam}}{955{,}68 \text{ kg/m}^3} = 249.657696 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Waktu tinggal = 0,5 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (249.657696 m^3/jam) x (0,5 jam)

$$D = \left[\frac{16 \times T}{\pi \times S}\right]^{\frac{1}{3}} = \left[\frac{16 \times 4807.5 \times 12.3 \text{ lb.in}}{\pi \times 7700 \text{ lb/in}^2}\right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1.8115 \text{ in}$$

2. Pulley pinion

$$C = D + d = 1.81$$

Assume :

d = pulley pinion (D)

D = Jack impeller and cone pulley = 30.375 in = 3.1281 ft

i = pulley pinion effective diameter length = 10.9375 in = 0.9114 ft

B = Bugi shaft – bugi tube gap = 3.61.25 in = 24.0625 ft

but pulley pinion parameter(L) = (3.61.25 in + 10.9375 in) = 30.375 in

= 3.61.25 in = 30.0625 ft

2. Hand Power (24-12)

Bugi : Tekanan untuk menghilangkan semua zat dan air sugar

Tube : Tanpa asesoris

Water bugi : 0.5 jam

Based Performance :

Raw sugar = 2100.79 / 3600 kg/jam

p air pada 30°C = 995.68 kg/m³

Rate volumetric = $\frac{2100.79 \text{ kg/jam}}{995.68 \text{ kg/m}^3}$ = 2.0 m³/jam

Water bugi = 0.5 jam

Volume air = Rate volumetric x waktu bugi

= (2.0 m³/jam x 0.5 jam)

$= 124.828848\ m^3$

Direncanakan volume liquid = 80% volume tangki, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{84{,}924508\ m^3}{0{,}8} = 106{,}243135\ m^3$$

Volume ruang kosong = 20% volume tangki, sehingga :

Volume ruang kosong = (20%) x (106,243135 m^3)

$= 21{,}248627\ m^3$

$$\text{Porositas} = \frac{\text{V ruang kosong}}{\text{V ruang kosong} + \text{V padatan}}$$

Diasumsikan *porositas bad* sebesar 0,4, maka :

$$0{,}4 = \frac{21{,}248627\ m^3}{21{,}248627\ m^3 + \text{V padatan}}$$

$0{,}4\ (21{,}248627\ m^3 + \text{V padatan}) = 21{,}248627\ m^3$

$8{,}499451\ m^3 + 0{,}4\ \text{V padatan} = 21{,}248627\ m^3$

$0{,}4\ \text{V padatan} = 12{,}749176\ m^3$

$\text{Vol. padatan} = 31{,}872941\ m^3$

Volume total tangki = Volume padatan + Volume air

$= 31{,}872941\ m^3 + 84{,}994508\ m^3$

$= 116{,}867449\ m^3$

Menentukan dimensi tangki

Volume tangki = $\frac{1}{4}\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s$

Diasumsikan $L_s = 1{,}5\ D_i$, sehingga :

$116{,}867449\ m^3 = \frac{1}{4}\pi \cdot (D_i)^2 \cdot 1{,}5\ D_i$

$116{,}867449\ m^3 = 1{,}178571\ D_i^3$

D_i^3 = 99,160260 m^3

D_i = 4,628560 m

Jadi tinggi tangki (L_s) = 1,5 x 4,628560 m = 6,942840 m

Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h) :

h = 0,196 D_i = 0,196 (4,628560 m) = 0,782227 m

Jadi tinggi total tangki = L_s + h = 6,942840 m + 0,782227 m

= 7,725066 m

Speisifikasi tangki *sand filter* :

- Type : Silinder mendatar
- Tinggi : 7,725066 m
- Diameter : 4,628560 m
- Tutup : *Standard dishead*
- Jumlah : 1 buah

8. Bak Air Bersih (F-218)

Fungsi : Untuk menampung air dari tangki sand filter

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 2489579 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

Rate volumetrik = $\frac{2489579.175 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3}$ = 249.657 m^3/jam

Waktu tinggal = 24 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (249,657 m^3/jam) x (24 jam)

= 4079,736402 m^3

Bak air bersih terbagi menjadi 3 bak, sehingga :

$$\text{Volume 1 bak} = \frac{4079{,}736402\ m^3}{3} = 1359{,}912134\ m^3$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{1359{,}912134\ m^3}{0{,}8} = 1699{,}890168\ m^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

1699,890168 m^3 = 30 X^3

56,66300559 m^3 = X^3

X = 3,840902 m

Jadi ukuran bak air bersih :

- Panjang = 5 x (3,840902 m) = 19,204509 m
- Lebar = 3 x (3,840902 m) = 11,522705 m
- Tinggi = 2 x (3,840902 m) = 7,681804 m

Spesifikasi bak air bersih :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 19,204509 m
- Lebar : 11,522705 m

- Tinggi : 7,681804 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 3 buah

9. Pompa Air Bersih (L-221)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air bersih ke anion dan kation exchanger.

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 3403.1311 kg/jam = 7502.542903 lb/jam

= 2.084044 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0{,}033527 \text{ lb/dt}}{62{,}160568 \text{ lb/ft}^3} = 0.033527 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(0{,}015166)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$$

$$= 1{,}447596 \text{ in}$$

$$= 0{,}120633 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 1 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 1,315 in
- ID = 1,049 in
- A = 0,00600 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}084417 \text{ ft}^3\text{/dt}}{0{,}00600 \text{ ft}^2}$$

$= 2{,}527635$ ft/dt

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(1{,}049/12)\text{ft} \times (2{,}527635)\text{ft/dt} \times (62{,}430266)\text{ lb/ft}^3}{0{,}000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$= 287.165556 < 2100$$

Karena $N_{Re} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon =$ ($2{,}6 \times 10^{-4}$) m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\text{m} \times 3{,}2808 \text{ ft/m}}{(1{,}049/12)\text{ft}} = 0{,}009264$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,14

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0,14) \times \frac{100}{(1,049/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6\right]\frac{(2,527635)^2}{2}$$

$$= 2002,932388 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 2,527635 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 2

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(2,27635)^2}{(2)\cdot(2)\cdot(32,2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9,8)}{32,2}\right] + \left[\frac{0}{62,430266}\right] + 2002,932388$$

$$= 6,136560$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6,136560)\cdot(0,084417)\cdot(62,430266)}{550}$$

= 0.023983 Hp

Kapasitas = 0,02398 ft^3/dt = 6,807327 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 25 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0,023983 \text{ Hp}}{0,25} = 0,095932 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0,095932}{0,78} = 0,12290 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

10. Kation *Exchanger* (D-210A)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kasadahan air.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316

Resin yang digunakan adalah Hidrogen exchanger (H_2Z). Dimana tiap 1 m^3 H_2Z dapat menghilangkan 6500 – 9000 gram *hardness*. Direncanakan H_2Z yang digunakan sebanyak 7000 g/m^3.

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 3403.1311kg/jam = 7502.54209 lb/jam

= 2.084040 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{2.084040 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 0.033527 ft^3/dt

= 15.048802 gpm

Direncanakan :

- Tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 3 gpm/ft^2
- Tinggi bad = 2 m

❖ Luas penampang tangki = $\frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Kecepatan air}}$ = $\frac{15.048802 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2}$

= 5.016267 ft^2

❖ Volume bad = Luas x tinggi = (2,269109 ft^2) x (2 x 5.016267)ft

= 32.91439 ft^3

= 0,932086 m^3

❖ Diameter bad

Luas = π/4 . d^2

2,269109 ft^2 = (π/4) x d^2

d = 2.526725 ft = 0.770155 m

❖ Direncanakan H/D = 3

H = 3 x D = 3 x (2.526725 ft) = 7.580176 ft

= 2.310466 m

❖ Volume tangki

V = H . A = (7.580176 ft) x (2,269109 ft^2) = 38.024186 ft^3

= 1.076776 m^3

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 20 *grain hardness*, maka :

Kandungan kation = 15.0488 gpm x 20 grain = 300.976034 grain/menit

= 18058.562049 grain/jam

Dalam 0,421629 m^3 H_2Z dapat menghilangkan :

Hardness sebanyak = 0,932086 x 7000

= 6524.599260 gram

= 6524.599260 x (2,2046/1000 lb/gram) x 7000

= 100688.920 grain

$$\text{Umur resin} = \frac{100688.920\ grain}{18058.562049\ grain/\text{jam}} = 11{,}151377\ \text{jam}$$

Jadi setelah 11,151377 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi kation exchanger :

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0.770155 m
- Tinggi : 2.310466 m

11. Anion *Exchanger* (D-220B)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316

Direncanakan anion *exchanger* yang digunakan sebanyak 1000 g/m^3.

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 3403.131136 kg/jam = 7502.542903 lb/jam

= 2.084040 lb/detik

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{2.084040 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 0,033527 ft^3/dt

= 15.048802 gpm

Direncanakan :

- Tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 3 gpm/ft^2
- Tinggi bad = 2 m

❖ Luas penampang tangki = $\frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Kecepatan air}}$ = $\frac{15.048802 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2}$

= 5.0116267 ft^2

❖ Volume bad = Luas x tinggi = (6.5616 ft^2) x (5.016267)ft

= 32.914739 ft^3

= 0,932086 m^3

❖ Diameter bad

Luas = $\pi/4 \cdot d^2$

32.914739 ft^2 = (π/4) x d^2

d = 7.580176 ft = 0,770155 m

❖ Direncanakan H/D= 3

H = 3 x D = 3 x (0.770155 ft) = 7.580179 ft

= 2.310466 m

❖ Volume tangki

V = H . A = (7.580179 ft) x (5.0116267 ft^2) = 38.024186 ft^3

$= 1.076776\ m^3$

Diasumsikan pada setiap galon air mengandung 20 *grain hardness*, maka :

Kandungan kation = 15.048802 gpm x 20 grain = 300.976034 grain/menit

= 18058.562049 grain/jam

Dalam 0,932086 m^3 H_2Z dapat menghilangkan :

Hardness sebanyak = 0,421629 x 1000

= 932.085609 gram

= 932.085609 x (2,2046/1000 lb/gram) x 7000

= 2054.875933 grain

$$\text{Umur resin} = \frac{2054.875933\ grain}{18058.562049\ grain/\text{jam}} = 0{,}113790\ \text{jam}$$

Jadi setelah 0,113790 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi anion exchanger :

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0,517983 m
- Tinggi : 1,553949 m

12. Bak Air Lunak (F-222)

Fungsi : Untuk menampung air bersih untuk umpan boiler

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 3403.131136 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{3403.131136 \text{ kg/jam}}{955{,}68 \text{ kg/m}^3} = 3.417896 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Waktu tinggal = 8 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (3.417896m^3/jam) x (8 jam)

= 27.343172 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{27.343172 \text{ m}^3}{0{,}8} = 34.178964 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

34.178964 m^3 = 30 X^3

1.1393 m^3 = X^3

X = 1.044430 m

Jadi ukuran bak air lunak :

- Panjang = 5 x (1.044430 m) = 5.222149 m
- Lebar = 3 x (1.044430 m) = 3.133289 m
- Tinggi = 2 x (1.044430 m) = 2.088859 m

Spesifikasi bak air lunak :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 5.222149 m
- Lebar : 3.133289 m

- Tinggi : 2.088859 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

13. Pompa ke Deaerator (L-231)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air lunak ke deaerator

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 179142.348 kg/jam

Densitas air = 1 g/cm^3 = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0{,}942716 \text{ lb/dt}}{62{,}430266 \text{ lb/ft}^3} = 0{,}015166 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(0{,}015166)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$$

$$= 1{,}013004 \text{ in}$$

$$= 0{,}084417 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 1 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 1,315 in
- ID = 1,049 in
- A = 0,00600 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}084417 \text{ ft}^3\text{/dt}}{0{,}00600 \text{ ft}^2}$$

$$= 2{,}527635 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(1{,}049/12)\text{ft} \times (2{,}527635)\text{ft/dt} \times (62{,}430266)\text{lb/ft}^3}{0{,}000605\ \text{lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$= 129{,}899360 < 2100$$

Karena $N_{Re} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon =$ $(2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\text{m} \times 3{,}2808\ \text{ft/m}}{(1{,}049/12)\ \text{ft}} = 0{,}009264$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,14

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}00600}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}00600}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}14) \times \frac{100}{(1{,}049/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 9 + 6\right]\frac{(2{,}527635)^2}{2}$$

$$= 2002{,}932388 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m \text{]}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 2,527635 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 2

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(2{,}27635)^2}{(2)\cdot(2)\cdot(32{,}2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9{,}8)}{32{,}2}\right] + \left[\frac{0}{62{,}430266}\right] + 2002{,}932388$$

$$= 6{,}136560$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6{,}136560)\cdot(0{,}084417)\cdot(62{,}430266)}{550}$$

$$= 0{,}010518 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 0,015166 ft^3/dt = 6,807327 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 25 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}010518 \text{ Hp}}{0{,}25} = 0{,}042073 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}042073}{0{,}78} = 0{,}053940 \text{ Hp} \approx 0{,}5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air deaerator ke air lunak :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

14. Deaerator (D-232)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas impurities dalam air umpan boiler dengan injeksi steam

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-240 Grade M type 316

Type : Silinder horisontal

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 15696,955475 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{15696{,}955475 \text{ kg/jam}}{955{,}68 \text{ kg/m}^3} = 15{,}765061 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Waktu tinggal = 1 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (15,765061 m^3/jam) x (1 jam)

= 15,765061 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{15{,}765061\ m^3}{0{,}8} = 19{,}706326\ m^3$$

Menentukan dimensi tangki :

Volume tangki = $\frac{1}{4}\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s$

Diasumsikan L_s = 1,5 D_i , sehingga :

$$19{,}706326\ m^3 = \tfrac{1}{4}\pi \cdot (D_i)^2 \cdot 1{,}5\ D_i$$

$$19{,}706326\ m^3 = 1{,}178571\ D_i^3$$

$$D_i^3 = 16{,}720519\ m^3$$

$$D_i = 2{,}557113\ m$$

Jadi tinggi tangki (L_s) = 1,5 x 2,557113 m = 3,835669 m

Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h) :

$$h = 0{,}196\ D_i = 0{,}196\ (2{,}557113\ m) = 0{,}432152\ m$$

Jadi tinggi total tangki = L_s + h = 3,835669 m + 0,432152 m

= 4,267822 m

Speisifikasi deaerator :

- Type : Silinder horisontal
- Tinggi : 4,267822 m
- Diameter : 2,557113 m

- Tutup : *Standard dishead*
- Jumlah : 1 buah

15. Pompa ke Boiler (L-234)

Fungsi : Untuk memompa air deaerator ke boiler

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 15696,955475 kg/jam = 34605,508041 lb/jam

= 9,612641 lb/detik

Densitas air = 995,68 kg/m^3 = 62,160568 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{9{,}612641 \text{ lb/dt}}{62{,}160568 \text{ lb/ft}^3} = 0{,}154642 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(0{,}154642)^{(0,45)} \times (62{,}160568)^{0,13}$$

$$= 2{,}880176 \text{ in}$$

$$= 0{,}240015 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 3,50 in
- ID = 3,068 in
- A = 0,0513 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}154642 \text{ ft}^3\text{/dt}}{0{,}0513 \text{ ft}^2}$$

$$= 3{,}014466 \text{ ft/dt}$$

- Eaton : [illegible]
- Jandek : [illegible]

16. Energie kinétique (L-239)

Énoncé : Quel est le mouvement de descente de la boîte

Type : Conservation énergie

Solution : Cinématique

Données pertinentes :

Masse boîte = [illegible] kilogrammes = [illegible] kilogrammes

= [illegible] livres

Hauteur de [illegible] = [illegible] kilogrammes = [illegible] livres

Vitesse initiale = [illegible] = [illegible] m/s

Hauteur initiale = $\frac{[illegible]\ J}{[illegible]\ N}$ = [illegible] m

Dimensions du ressort fluide indiquées dans des [illegible] Dimensions pour 1.1 kN

Solution :

$E_{k\,i} = \frac{1}{2}(0.[illegible])^{[illegible]} + [illegible] = \frac{1}{2}(0.[illegible])^{[illegible]} + [illegible]$

= [illegible] J

= [illegible] J

Simplement [illegible] = [illegible] kN. Si [illegible] dimension :

- [illegible] = [illegible] m = [illegible] = [illegible] m

- A = [illegible] m^2

Lois [illegible] fluide (V) = $\frac{[illegible]}{[illegible]} \cdot \frac{[illegible]\ J}{[illegible]\ N}$

= [illegible] [illegible]

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3{,}068/12)\,ft \times (3{,}014466)\,ft/dt \times (62{,}160568)\,lb/ft^3}{0{,}000605\ lb/ft \cdot dt}$$

$$= 1324{,}552232 < 2100$$

Karena $N_{Re} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\,m \times 3{,}2808\ ft/m}{(3{,}068/12)\ ft} = 0{,}003336$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,048

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0513}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,0513}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0,048) \times \frac{50}{(3,068/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6\right]\frac{(3,014466)^2}{2}$$

$$= 102,478199 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 35 ft
- Δv = 3,014466 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 2

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(3,014466)^2}{(2)\cdot(2)\cdot(32,2)}\right] + \left[\frac{(35)\cdot(9,8)}{32,2}\right] + \left[\frac{0}{62,160568}\right] + 102,478199$$

$$= 113,200924$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(113,200924)\cdot(0,154642)\cdot(62,160568)}{550}$$

$$= 1,978472 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 0,154642 ft^3/dt = 69,412656 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 55 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{1{,}978472 \text{ Hp}}{0{,}55} = 3{,}597223 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{3{,}597223}{0{,}78} = 4{,}611824 \text{ Hp} \approx 5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

16. Pompa ke Bak Klorinasi (L-241)

Fungsi : Untuk memompa air bak air bersih ke bak klorinasi

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 455 kg/jam = 1388,898 lb/jam = 0,385805 lb/detik

Densitas air = 995,68 kg/m^3 = 62,160568 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0{,}385805 \text{ lb/dt}}{62{,}160568 \text{ lb/ft}^3} = 0{,}006207 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(0{,}006207)^{(0,45)} \times (62{,}160568)^{0,13}$$

$$= 0{,}677650 \text{ in}$$

$$= 0{,}056471 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 3,50 in
- ID = 3,068 in
- A = 0,0513 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}006207 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0{,}0513 \text{ ft}^2}$$

$$= 0{,}120986 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3{,}068/12)\text{ft} \times (0{,}120986)\text{ft/dt} \times (62{,}160568)\text{lb/ft}^3}{0{,}000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$= 3179{,}305065 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\text{m} \times 3{,}2808 \text{ ft/m}}{(3{,}068/12) \text{ ft}} = 0{,}003336$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,0085

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

Dimensionierung eines flach laufenden Rohrs der Länge L = [illegible] m, Innendurchmesser d_i = [illegible] mm

(DN) dimensioniert:

$$\Delta p_{ges} = \lambda \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} = [illegible] \cdot [illegible] \cdot [illegible] \cdot [illegible]$$

$$= [illegible]$$

$$= [illegible]$$

Stoßdämpfer ζ_{Dr} = [illegible] an Stelle 20 (Gesamtdruckverlust Δp_{Dr} = [illegible] bar) dimensioniert:

$$\Delta p_{Dr} = \zeta_{Dr} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} = [illegible] \cdot [illegible] \cdot [illegible] = [illegible] \text{ bar}$$

$$\Delta p_{Dr} = [illegible] \text{ bar}$$

Leistungsbedarf P_{Pr} = $\frac{\Delta p_{ges} \cdot Q_{Pr}}{\eta_{Pr}}$ = $\frac{[illegible] \cdot [illegible]}{[illegible]}$

$$= [illegible] \text{ kW}$$

Erforderliche Motorleistung:

$$P_{Mot} = \frac{P_{Pr} \cdot \eta_{Pr}}{\eta_{Mot}} = \frac{[illegible] \cdot [illegible]}{[illegible]} = [illegible] \text{ kW}$$

Gewählt P_{Mot} = [illegible] kW, nächste größere Motorleistung (Std.-Reihe) [illegible] kW. Hier

(47)

Dimensionierung Saugleitung (Saugrohr) Länge L_S = [illegible] m, Gesamtzeitgrade ζ_S, hier 88 Spezialrohr = [illegible]

$(2,6 \times 10^{-5})$ m, schwingend:

$$\lambda_S = \frac{[illegible] \cdot [illegible] \cdot [illegible]}{[illegible]} = [illegible]$$

Hier Gesamtdruckverlust Δp_S = [illegible] mm H_2O (Gesamtdruckverlust) = [illegible]

Wasserstandsdruck (Höhe):

- Höhe Saugseite = [illegible]
- Höhe [illegible] = [illegible]

K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25

- Gate valve = 2 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9

- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0513}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0513}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}0085) \times \frac{50}{(3{,}068/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 9 + 6\right]\frac{(0{,}120986)^2}{2}$$

$$= 0{,}186259 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 35 ft
- Δv = 0,120986 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(0{,}120986)^2}{(2)\cdot(1{,}05)\cdot(32{,}2)}\right] + \left[\frac{(35)\cdot(9{,}8)}{32{,}2}\right] + \left[\frac{0}{62{,}160568}\right] + 0{,}186259$$

$$= 10{,}838649$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10{,}838649)\cdot(0{,}006207)\cdot(62{,}160568)}{550}$$

$$= 0{,}007603 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 0,006207 ft^3/dt = 2,785889 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 25 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}007603 \text{ Hp}}{0{,}25} = 0{,}030412 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}030412}{0{,}78} = 0{,}038989 \text{ Hp} \approx 0{,}5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

17. Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang digunakan sebagai air sanitasi.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 455 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

Rate volumetrik = $\frac{455 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3}$ = 0.456974 m^3/jam

Waktu tinggal = 24 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (0.456974 m^3/jam) x (24 jam)

= 10.967379 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

Volume bak = $\frac{10.967379 \text{ m}^3}{0,8}$ = 18,982002 m^3

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan ratio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

18,982002 m^3 = 30 X^3

0,632733 m^3 = X^3

X = 0,858500 m

Jadi ukuran bak klorinasi :

- Panjang = 5 x (0,858500 m) = 4,292500 m
- Lebar = 3 x (0,858500 m) = 2,575500 m
- Tinggi = 2 x (0,858500 m) = 1,717000 m

Spesifikasi bak klorinasi :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 4,2925 m
- Lebar : 2,5755 m
- Tinggi : 1,7170 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

18. Pompa ke Bak Air Sanitasi (L-241)

Fungsi : Untuk memompa air bak klorinasi ke bak air sanitasi

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 455 kg/jam = 1388,898 lb/jam

= 0,385805 lb/detik

Densitas air = 995,68 kg/m^3 = 62,160568 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0{,}385805 \text{ lb/dt}}{62{,}160568 \text{ lb/ft}^3} = 0{,}006207 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\ (0{,}006207)^{(0,45)} \times (62{,}160568)^{0,13}$$

$$= 0{,}677650 \text{ in}$$

$$= 0{,}056471 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 3,50 in - ID = 3,068 in
- A = 0,0513 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0{,}006207\ ft^3/dt}{0{,}0513\ ft^2}$$

$$= 0{,}120986\ ft/dt$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3{,}068/12)ft \times (0{,}120986)ft/dt \times (62{,}160568)lb/ft^3}{0{,}000605\ lb/ft \cdot dt}$$

$$= 3179{,}305065 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})m \times 3{,}2808\ ft/m}{(3{,}068/12)\ ft} = 0{,}003336$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,0085

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}0513}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0513}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}0085) \times \frac{50}{(3{,}068/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 9 + 6\right]\frac{(0{,}120986)^2}{2}$$

$$= 0{,}186259 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 35 ft
- Δv = 0,120986 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(0{,}120986)^2}{(2)\cdot(1{,}05)\cdot(32{,}2)}\right] + \left[\frac{(35)\cdot(9{,}8)}{32{,}2}\right] + \left[\frac{0}{62{,}160568}\right] + 0{,}186259$$

$$= 10{,}838649$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10{,}838649)\cdot(0{,}006207)\cdot(62{,}160568)}{550}$$

$$= 0{,}007603 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 0,006207 ft^3/dt = 2,785889 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 25 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0{,}007603 \text{ Hp}}{0{,}25} = 0{,}030412 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}030412}{0{,}78} = 0{,}038989 \text{ Hp} \approx 0{,}5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

19. Bak Air Sanitasi (F-243)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan air sanitasi

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 455 kg/jam = 1388,898 lb/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{455\ \text{kg/jam}}{955{,}68\ \text{kg/m}^3} = 0{,}632733\ \text{m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (1,546086 m^3/jam) x (12 jam)

= 7,592801 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{7{,}592801\ \text{m}^3}{0{,}8} = 9{,}592801\ \text{m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

9,592801m^3 = 30 X^3

0,316367 m^3 = X^3

X = 0,681392 m

Jadi ukuran bak air sanitasi :

- Panjang = 5 x (0,681392 m) = 3,406959 m
- Lebar = 3 x (0,681392 m) = 2,044175 m
- Tinggi = 2 x (0,681392 m) = 1,362784 m

Spesifikasi bak air sanitasi :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 3,406959 m

- Lebar : 2,044175 m
- Tinggi : 1,362784 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

20. Pompa ke Bak Air Pendingin (L-223)

Fungsi : Untuk memompa air bersih ke bak air pendingin

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 151388,302119 kg/jam

= 92,708514 lb/detik

Densitas air = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\dfrac{92{,}708514 \text{ lb/dt}}{62{,}430266 \text{ lb/ft}^3}$ = 1,484993 ft^3/dt

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

ID_{opt} = $3{,}9\ (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13}$ = $3{,}9\ (1{,}484993)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$

= 7,975207 in

= 0,664601 ft

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}484993\ ft^3/dt}{0{,}3474\ ft^2}$$

$$= 4{,}274591\ ft/dt$$

Cek jenis aliran fluida

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7{,}981/12)ft \times (4{,}274591)\ ft/dt \times (62{,}430266)\ lb/ft^3}{0{,}000605\ lb/ft \cdot dt}$$

$$= 12774{,}560886 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})m \times 3{,}2808\ ft/m}{(7{,}981/12)\ ft} = 0{,}001283$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,008

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 1 buah (*half open*)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 2 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0,008) \times \frac{100}{(7,981/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6\right]\frac{(4,274591)^2}{2}$$

$$= 215,715562 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 4,274591 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(4,274591)^2}{(2)\cdot(1,05)\cdot(32,2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9,8)}{32,2}\right] + \left[\frac{0}{62,430266}\right] + 215,715562$$

$$= 6,357174$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6,357174)\cdot(1,484993)\cdot(62,430266)}{550}$$

$$= 1,071571 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 1,484993 ft^3/dt = 666,553997 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 75 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{1{,}071571 \text{ Hp}}{0{,}75} = 1{,}428762 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{1{,}428762}{0{,}78} = 1{,}831746 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air pendingin :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

21. Bak Air Pendingin (F-224)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan air prndingin

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 151388,302119 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{151388{,}302119 \text{ kg/jam}}{955{,}68 \text{ kg/m}^3} = 152{,}045137 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal

= (152,045137 m^3/jam) x (12 jam)

= 1824,541645 m^3

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{1824{,}541645\ m^3}{0{,}8} = 2280{,}677057\ m^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 X^3

2280,677057 m^3 = 30 X^3

76,022569 m^3 = X^3

X = 4,236243 m

Jadi ukuran bak sanitasi :

- Panjang = 5 x (4,236243 m) = 21,181214 m
- Lebar = 3 x (4,236243 m) = 12,708728 m
- Tinggi = 2 x (4,236243 m) = 8,472486 m

Spesifikasi bak air pendingin :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 21,181214 m
- Lebar : 12,708728 m
- Tinggi : 8,472486 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

22. *Cooling Tower* (P-226)

Fungsi : Untuk mendinginkan air prndingin

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 151388,302119 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

Rate volumetrik = $\frac{151388,302119 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3}$ = 152,045137 m^3/jam

= 40165,763871 galon/jam

= 669,429398 galon/menit

Suhu wet bulb udara = 25 °C = 77 °F

Suhu air masuk menara = 60 °C = 140 °F

Suhu air pendingin = 30 °C = 86 °F

Digunakan *counter flow encluced draft tower*, dari Perry gambar 12-14 hal. 12-17, maka didapatkan konsentrasi air = 2,5 gpm/ft^2, sehingga :

Luas yang dibutuhkan (A) = $\frac{669,429398 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^2}$ = 267,771759 ft^2

Menghitung diameter :

Luas = (π/4) . d^2

267,771759 ft^2 = (π/4) . d^2

d^2 = 340,800421

d = 18,460781 m = 5,626914 ft

Menghitung volume :

Direncanakan tinggi tower (L) = 3 d

L = 3 x 5,626914 ft = 16,880743 ft

Volume = $(\pi/4) . d^2 . L$ = $(\pi/4)$ x $(5,626914 \text{ ft})^2$ x (16,880743 ft)

= 419,949258 ft^3

Dari Perry's edisi 7, gambar 12-15 hal. 12-17, didapatkan *Standard power performance* adalah 100 %, maka :

Hp fan/luas tower area (ft^2) = 0,041 Hp/ft^2

Hp fan = 0,041 Hp/ft^2 x luas tower (ft^2)

= (0,041 Hp/ft^2) x (267,771759 ft^2)

= 10,978642 Hp ≈ 11 Hp

Spesifikasi *cooling tower* :

- Diameter : 5,626914 ft
- Tinggi : 16,880743 ft
- Daya : 11 Hp
- Jumlah : 1

23. Pompa ke Peralatan (L-225)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air pendingin ke peralatan proses

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 151388,302119 kg/jam

= 92,708514 lb/detik

Densitas air = 62,430266 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{92{,}708514 \text{ lb/dt}}{62{,}430266 \text{ lb/ft}^3} = 1{,}484993 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9\,(Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3{,}9\,(1{,}484993)^{(0,45)} \times (62{,}430266)^{0,13}$$

$$= 7{,}975207 \text{ in}$$

$$= 0{,}664601 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft^2

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{1{,}484993 \text{ ft}^3\text{/dt}}{0{,}3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 4{,}274591 \text{ ft/dt}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7{,}981/12) \text{ ft} \times (4{,}274591)\text{ft/dt} \times (62{,}430266)\text{lb/ft}^3}{0{,}000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$= 12774{,}560886 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2{,}6 \times 10^{-4})$ m, sehinggga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2{,}6 \cdot 10^{-5})\text{m} \times 3{,}2808 \text{ ft/m}}{(7{,}981/12) \text{ ft}} = 0{,}001283$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,008

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 1 buah (*half open*)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 2 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (*wide open*)

  K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\left(1 - \frac{0}{0{,}3474}\right) = 0{,}55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}3474}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f\,\frac{\Delta L}{D} + K_X + K_C + K_F\right]\frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0{,}008) \times \frac{100}{(7{,}981/12)} + 1 + 0{,}55 + 2{,}25 + 9 + 6\right]\frac{(4{,}274591)^2}{2}$$

$$= 215{,}715562 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

- Δz = 20 ft
- Δv = 4,274591 ft/dt
- ΔP = 0
- α = 1,05

Maka :

$$-W_S = \left[\frac{(4{,}274591)^2}{(2)\cdot(1{,}05)\cdot(32{,}2)}\right] + \left[\frac{(20)\cdot(9{,}8)}{32{,}2}\right] + \left[\frac{0}{62{,}430266}\right] + 215{,}715562$$

$$= 6{,}357174$$

Tenaga penggerak :

$$WHP = \frac{W_S \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6{,}357174)\cdot(1{,}484993)\cdot(62{,}430266)}{550}$$

$$= 1{,}071571 \text{ Hp}$$

Kapasitas = 1,484993 ft^3/dt = 666,553997 gpm

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

η (effisiensi) pompa = 75 %

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{1{,}071571 \text{ Hp}}{0{,}75} = 1{,}428762 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

η (effisiensi) motor = 78 %

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{1{,}428762}{0{,}78}$$

$$= 1{,}831746 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa pendingin :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

C. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Molases ini direncanakan dan disediakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

- Peralatan proses produksi
- Penerangan pabrik
- Listrik untuk penerangan

C.1. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, yaitu :

Tabel D.5. Pemakaian Listrik pada Peralatan Proses Produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1.	L-112	Pompa Molasses	1	0.5
2.	L-114	Pompa Pengenceran	1	2
3.	L-116	Pompa Sterilisasi	1	2
4.	L-118	Pompa starter	1	3
5.	L-119	Pompa antifoam	1	20

6.	L-123	Pompa H_2SO_4	1	10
7.	L-125	Pompa Pengenceran	1	14
8.	G-127	Blower	1	8
9.	L-211	Pompa Fermentor	1	15
10.	L-213	Pompa filter	1	2
11.	L-215	Pompa Broth	1	15
12.	L-222	Pompa Destilasi 1	1	2
13.	L-225	Pompa Destilasi 2	1	2
14.	L-231	Pompa Adsorbsi	1	2
		Jumlah		89

❖ Daerah Pengolahan Air

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (*water treatment*) :

Tabel D.6. Pemakaian Listrik Pada Daerah Pengolahan Air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1.	L – 211	Pompa air sungai	4	13
2.	L – 213	Pompa skimmer	4	13
3.	L – 214	Bak Clarifier	1	16
3.	L – 217	Pompa air bersih	1	0,5
4.	L – 219	Pompa ke deaerator	1	0,5
5.	L – 222	Pompa ke boiler	1	5
6.	L – 226	Pompa ke bak klorinasi	1	0,5
7.	L – 227	Pompa ke bak air sanitasi	1	0,5
8.	L – 232	Pompa ke bak air pendingin	1	2
9.	P – 240	Cooling tower	1	11
10.	L – 225	Pompa ke peralatan	1	2
		Jumlah		132

Jadi kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar = (89 + 132) Hp

= 221 Hp

$$= 221 \text{ Hp} \times \frac{0{,}7475 \text{ kW}}{\text{Hp}}$$

= 165.18 kW

6	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
7	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
8	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
9	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
10	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
11	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
12	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
13	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
14	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	Sum			[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

No.	Item No.	Name of Item	Quantity	Amount (Rs)
1.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
2.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
3.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
4.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
5.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
6.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
7.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
8.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
9.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
10.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
11.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
12.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
		Sum		[illegible]

[illegible] = [illegible]

= [illegible]

= [illegible] × [illegible]

= [illegible]

❖ Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Dimana :

- L = lumen outlet
- A = luas daerah
- F = foot candle
- U = koefisien utilitas = 0,8
- D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,75

Tabel D.7. Pemakaian Listrik Untuk Penerangan

No	Bangunan	Luas		Candle (ft)	Lumen
		m^2	ft^2		
1.	Pos penjagaan	20	65,616	5	546,80
2.	Taman	450	1476,360	5	12303,00
3.	Parkir tamu	150	492,120	5	4101,00
4.	Parkir karyawan	250	820,200	5	6835,00
5.	Parkir truk	250	820,200	5	6835,00
6.	Ruang serba guna	150	492,120	5	4101,00
7.	Perpustakaan	80	262,464	5	2187,20
8.	Area perkantoran & TU	1200	3936,960	5	32808,00
9.	Toilet	50	164,040	5	1367,00
10.	Musholla	60	196,848	5	1640,40
11.	Poliklinik	80	262,464	10	4374,40
12.	Kantin	70	229,656	5	1913,80
13.	Pemeriksaan bahan baku	50	164,040	5	1367,00
14.	Gudang bahan baku	260	853,008	5	7108,40
15.	PMK	60	196,848	10	3280,80

16.	Listrik/R. Genset	80	262,464	5	2187,20
17.	Ruang bahan bakar	120	393,696	10	6561,60
18.	Ruang boiler	400	1312,320	10	21872,00
19.	Unit pengolahan air	700	2296,560	10	38276,00
20.	Ruang proses	30000	98424,000	10	1640400,00
21.	Area perluaan pabrik	15000	49212,000	5	410100,00
22.	Bengkel & garasi	500	1640,400	10	27340,00
23.	Litbang/R&D	80	262,464	5	2187,20
24.	Laboratorium	250	820,200	10	13670,00
25.	Gudang produk	250	820,200	5	6835,00
26.	Pos penimbangan	40	131,232	5	1093,60
27.	Pembuatan Sludge jalan	900	2952,720	5	24606,00
	Jumlah	51500	168961,200		2285897,40

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan *Fluorescent lamp type day light* 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Jumlah lumen total} = 2285897{,}40 - 447009{,}00$$

$$= 1838888{,}40 \text{ lumen}$$

$$\text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} = \frac{1838888{,}40 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}} = 37528{,}33 \text{ watt}$$

$$\approx 37560{,}00 \text{ watt}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{37560{,}00 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$$

$$= 939 \text{ buah}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan *mercury vapor light* 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

Jumlah lumen total = 12303,00 + 24606,00 = 36909,00 lumen

Tenaga listrik yang dibutuhkan = $\frac{36909{,}00 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen}/\text{watt}}$ = 1230,30 watt

≈ 1300 watt

Jumlah lampu yang dibutuhkan = $\frac{1300 \text{ watt}}{100 \text{ watt}}$ = 13 buah

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Listrik untuk Penerangan	=	38860	watt
- Lampu mercury	=	48587,5	watt
- Peralatan bengkel	=	2000	watt
- Peralatan laboratorium	=	1500	watt
- Keperluan lain – lain	=	1250	watt
Jumlah	=	53337,50	watt

Total kebutuhan listrik = Listrik untuk penerangan + Listrik untuk proses

= (165197.5 + 53337,50) watt

= 218535 watt = 218.535 kW

Untuk menjamin kelancaran proses produksi, maka kebutuhan listrik juga disupply oleh diesel (generator).

Power faktor untuk generator = 0,75

Power yang dibangkitkan oleh generator = $\frac{92{,}1975 \ kW}{0{,}75}$

= 291.4 kW ≈ 300 kW

D. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar untuk generator :

- Tenaga generator = 300 kW = (300) x (81891,698229 Btu/hari)

  = 24567509.47 Btu/hari

- Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil
  - *Heating value* (Hv) = 19000 Btu/hari
  - Densitas = 55 lb/ft^3
  - η = 0,805

- Kebutuhan bahan bakar $= \dfrac{24567509.47}{(19000) \times (0{,}805)}$ = 1606.24490 lb/hari

  = 728.587721 kg/hari

- Volume bahan bakar $= \dfrac{1606.24490\ lb/hari}{55\ lb/ft^3}$ = 29.20444555 /hari

Tangki Bahan Bakar

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan.
- Type : *Fixed roof*
- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade A
- Kondisi : Tekanan (P) = 14,7 psi dan T = 30 °C

Dasar Perhitungan

Waktu penyimpanan = 30 hari

Massa bahan bakar = 30 hari x 1606.2444 lb/hari = 48187.334 lb

Volume bahan bakar = 29.204445 ft^3/hari x 30 hari

= 876.133358 ft^3

Volume liquid dianggap menempati 80% volume tangki, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{876.133358\ ft^3}{0,8} = 1095.166697\ ft^3$$

Menghitung diameter tangki :

$$\text{Volume tangki} = \tfrac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

Dianggap H = 0,5 D, sehingga :

$$1095.166697\ ft^3 = \tfrac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 0,5\ D$$

$$= 0.392857\ D^3$$

$$D^3 = 2787.697048\ ft^3$$

$$D = 14.073924\ ft = 168.887084\ in$$

Menghitung tinggi tangki (H) :

$$H = 0,5\ D = 0,5 \times (14.073924\ ft) = 7.036962\ ft$$

$$= 84.443542\ in$$

Menghitung tebal tangki :

$$t_s = \frac{P_i \times D}{2\,(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

- f = 15600 psi
- E = 0,85
- C = 1/16 in
  = 0,0625 in

$$\text{Jadi tebal tangki} = \frac{(14,7) \times (14.073924)}{2((15600 \times 0,85) - (0,6 \times 14,7))} + 0,0625$$

$$= 0,142\ in$$

$$= 2.27/16\ in \approx 3/16\ in$$

Menghitung tebal tutup tangki :

$$th = \frac{P_i \times D}{2\,(f \cdot E - 0{,}6 \cdot P)\cos 0{,}5\,\alpha} + C$$

$$= \frac{(14{,}7) \times (14.073924)}{2((15600 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 14{,}7))(0{,}5)} + 0{,}0625$$

$$= 0{,}075789 \text{ in } \times \ 16/16$$

$$= 1{,}2498/16 \text{ in } \approx 3/16 \text{ in}$$

APPENDIKS E

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga peralatan setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Untuk penafsiran harga peralatan, diperlukan indeks yang dapat dipergunakan untuk mengkonveksi harga peralatan pada masa lalu sehingga diperoleh harga saat ini maka digunakan persamaan :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_K}$$ (Peters and Timmerhaus, hal 164)[22]

Dimana :

C_x = Tafsiran harga saat ini

C_k = Tafsiran harga alat pada tahun k

I_x = Indeks harga saat ini

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$$V_A = V_B\left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n$$ (Peters and Timmerhaus, hal 164)[22]

Dimana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas alat A

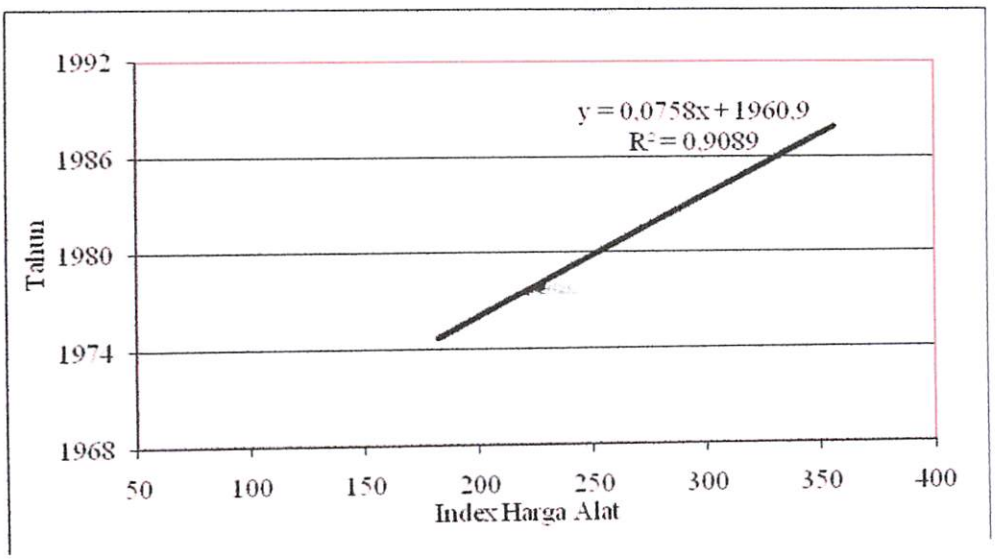
C_B = Kapasitas alat B

n = Eksponen harga alat

Indeks harga alat pada Pra Rencana Pabrik Etanol pada harga alat yang terdapat pada Peters & Timmerhaus dan Ulrich G.D.

Tabel E.1. Indeks Harga Alat Pada Tahun Sebelum Evaluasi

No.	Tahun (y)	Indeks (x)	x^2	x.y
1	1975	182	33,124	359,450
2	1976	192	36,864	379,392
3	1977	204	41,616	403,308
4	1978	219	47,961	433,182
5	1979	239	57,121	472,981
6	1980	261	68,121	516,780
7	1981	297	88,209	588,357
8	1982	314	98,596	622,348
9	1983	317	100,489	628,611
10	1984	323	104,329	640,832
11	1985	325	105,625	645,125
12	1986	318	101,124	631,548
13	1987	324	104,976	643,788
14	1988	343	117,649	681,884
15	1989	355	126,025	706,095
16	1990	356	126,736	708,440
	31720	4569	1,358,565	9,062,121



Gambar E.1. Grafik Hubungan antara Indeks Harga Alat dengan Tahun

Kenaikan harga tiap tahun merupakan fungsi linear, tahun dan indeks harga tahun merupakan persamaan garis lurus, sehingga :

$$Y = a + bx$$

Dimana :

a = konstanta

b = gradien

Y = tahun

x = indeks harga

Indeks harga pada tahun 2012 adalah :

2010 = 1960,864 + 0,0758 x

x = 648,52

2012 = 1960,846 + 0,0758 x

x = 674,9172

B. Harga Peralatan

Dengan menggunakan rumus-rumus pada metode penafsiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti tabel E.2. dan harga peralatan utilitas pada tabel E.3.

Contoh perhitungan peralatan :

Nama alat : Pompa adsorbsi (L-231)

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 1 Hp

Bahan konstruksi : *Cast iron*

Dari Ulrich, fig. 5-49, hal. 310 diperoleh :

Harga alat tahun 2010 = $ 2100

Sehingga harga pompa starter tahun 2010 :

$$= \frac{\text{Indeks tahun 2010}}{\text{indeks tahun 1982}} \times \text{harga tahun 1982}$$

$$= \frac{674{,}9172}{278{,}964} \times \$2100$$

$$= \$\ 4881{,}9781$$

Asumsi pada tahun 2010, $1 = Rp 9000,-

Dengan cara yang sama harga peralatan proses dapat dilihat pada tabel E.2 dan E.3 berikut :

Tabel E.2. Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Harga/Unit ($)		Jumlah (Unit)	Harga Total (Rp)
			2010	2012		
1	Fermentor	R-110	376609,7423	391939,0096	25	88186277170,980
2	Bin Molases	F-111	220851,3921	229840,7773	1	2068566995,369
3	Pompa Molases	L-112	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
4	Tangki Pengenceran	M-113	15575,83502	16209,82324	1	145888409,147
5	Pompa Pengenceran	L-114	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
6	Tangki Sterilisasi	M-115	23015,03981	23951,82837	1	215566455,307
7	Pompa Sterilisasi	L-116	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
8	Cooler	E-117	11623,75748	12096,88301	1	108871947,125
9	Pompa Starter	L-118	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
10	Pompa Antifoam	L-119	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
11	Tangki Starter	M-120	23015,03981	23951,82837	1	215566455,307
12	Storage Antifoam	F-121	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
13	Storage H_2SO_4 96%	F-122	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
14	Pompa H_2SO_4	L-123	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
15	Tangki Pengenceran	M-124	15575,83502	16209,82324	1	145888409,147
16	Pompa Pengenceran	L-125	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
17	Filter Udara	H-126	12832,62826	13354,95885	1	120194629,626
18	Blower	G-127	2324,751496	2419,376603	1	21774389,425
19	Storage Ragi	F-128a	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
20	Storage Urea	F-128b	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
21	Storage Npk	F-128c	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
22	Pompa Fermentor	L-129	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
23	Kolom Destilasi 1	D-130	31244,66011	32516,42154	1	292647793,871
24	Screen Filter	H-131	111588,0718	116130,0769	1	1045170692,397
25	Pompa Filter	L-132	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
26	Tangki Broth	F-133	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
27	Pompa Broth	L-134	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
28	Heater	E-135	53701,75956	55887,59952	1	502988395,716
29	Reboiler	E-136	15808,31017	16451,7609	1	148065848,090
30	Kondensor	E-137	11623,75748	12096,88301	1	108871947,125
31	Akumulator	F-138	34871,27244	36290,64904	1	326615841,374
32	Storage Asetaldehid	F-139	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
33	Kolom Destilasi 2	D-140	31244,66011	32516,42154	1	292647793,871
34	Pompa Destilasi 1	L-141	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
35	Reboiler	E-142	15808,31017	16451,7609	1	148065848,090
36	Kondensor	E-143	11623,75748	12096,88301	1	108871947,125
37	Pompa Destilasi 2	L-144	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
38	Heater	E-145	53701,75956	55887,59952	1	502988395,716

39	Kolom Adsorbsi	X-146	5300,433411	5516,178654	1	49645607,889
40	Kondensor	E-147	11623,75748	12096,88301	1	108871947,125
41	Cooler	E-148	11623,75748	12096,88301	1	108871947,125
42	Pompa Adsorbsi	L-149	4881,978141	5080,690866	1	45726217,792
43	Storage Etanol	F-150	2208,513921	2298,407773	1	20685669,954
	Jumlah			1230446,553	67	95.732.845.057,873

Tabel E.3. Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Kode	Harga / Unit ($)		Jumlah (Unit)	Harga Total (Rp)
			2010	2012		
1	Penukar Kation (Kation *Exchanger*)	D-210A	5300,43341	5516,178654	1	49645607,889
2	Penukar Anion (Anion *Exchanger*)	D-210B	5300,43341	5516,178654	1	49645607,889
3	Pompa Air Sungai	L-211	8834,05568	9193,631091	1	82742679,815
4	Bak Skimer	F-214	29291,8688	30484,14519	1	274357306,754
5	Pompa Skimmer	L-215	8834,05568	9193,631091	1	82742679,815
6	Bak Clarifier	F-216	14157,7366	14734,00351	1	132606031,598
7	Tangki Sand Filter	F-218A	1708,69235	1778,241803	1	16004176,227
8	Bak Air Bersih	F-218B	19039,7148	19814,69438	3	534996748,171
9	Pompa Air Bersih	L-219	4881,97814	5080,690866	1	45726217,792
10	Bak Air Lunak	F-221	1952,79126	2032,276346	1	18290487,117
11	Pompa Deaerator	L-224	4881,97814	5080,690866	1	45726217,792
12	Boiler	Q-220	81366,3024	84678,1811	1	762103629,873
13	Deaerator	D-223	1952,79126	2032,276346	1	18290487,117
14	Pompa Air Pendingin	L-241	8136,63024	8467,81811	1	76210362,987
15	Bak Air Pendingin	F-242	26850,8798	27943,79976	1	251494197,858
16	Pompa Peralatan	L-243	8136,63024	8467,81811	1	76210362,987
17	Pompa Klorinasi	L-231	4881,97814	5080,690866	1	45726217,792
18	Pompa Sanitasi	L-232	4881,97814	5080,690866	1	45726217,792
19	Bak Air Sanitasi	F-233	1952,79126	2032,276346	1	18290487,117
20	Bak Klorinasi	F-230	1952,79126	2032,276346	1	18290487,117
21	*Cooling Tower*	P-240	265021,671	275808,9327	1	2482280394,442
	Jumlah			530049,123	23	5.127.106.605,942

Dari tabel-tabel tersebut diatas dapat diketahui harga total peralatan, yaitu :

Harga peralatan total = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

= Rp 95.732.845.057,873 + Rp 5.127.106.605,942

= Rp 100.859.951.664

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 20%, maka :

Harga peralatan total = 1,2 × 100.859.951.664

= Rp 121.031.941.997

C. Gaji Karyawan

Tabel E.4. Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	Total
1	Dewan Komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur Teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur Operasional	1	9.000.000	9.000.000
5	Kepala Bagian Teknik (*Engineering*)	1	4.000.000	4.000.000
6	Kepala Seksi Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
7	Karyawan Seksi Utilitas	8	1.250.000	10.000.000
8	Kepala Seksi Perawatan (*Maintenance*)	1	2.000.000	2.000.000
9	Karyawan Seksi Perawatan	4	1.250.000	5.000.000
10	Kepala Bagian Kendali Mutu (QC)	1	4.000.000	4.000.000
11	Kepala Seksi QC Produk	1	2.000.000	2.000.000
12	Karyawan Seksi QC Produk	8	1.250.000	10.000.000
13	Kepala Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	1	2.000.000	2.000.000
14	Karyawan Seksi QC Kemasan (*Packaging*)	4	1.250.000	5.000.000
15	Kepala Bagian Litbang (R&D)	1	4.000.000	4.000.000
16	Kepala Seksi R&D Produk	1	2.000.000	2.000.000
17	Staf Seksi R&D Produk	2	1.500.000	3.000.000
18	Kepala Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	1	2.000.000	2.000.000
19	Staf Seksi R&D Kemasan (*Packaging*)	2	1.500.000	3.000.000
20	Kepala Bagian Jaminan Mutu (QA)	1	4.000.000	4.000.000
21	Staf Seksi QA Dokumentasi	2	1.500.000	3.000.000
22	Staf Seksi QA Standard Operasi (SOP)	2	1.500.000	3.000.000
23	Kepala Bagian HRM	1	4.000.000	4.000.000
24	Kepala Seksi HRD	1	2.000.000	2.000.000
25	Karyawan HRD	4	1.250.000	5.000.000

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

26	Kepala Seksi TER	1	2.000.000	2.000.000
27	Karyawan TER	4	1.250.000	5.000.000
28	Kepala Seksi *General Affairs* (GA)	1	2.000.000	2.000.000
29	Karyawan *General Affairs* (GA)	6	1.250.000	7.500.000
30	Kepala Bagian Administrasi	1	4.000.000	4.000.000
31	Kepala Seksi Sistem Informasi	1	2.000.000	2.000.000
32	Staf Seksi Manajemen Sistem Informasi	4	1.500.000	6.000.000
33	Kepala Seksi Akuntansi (*Accounting*)	1	2.000.000	2.000.000
34	Staf Seksi Akuntansi (*Accounting*)	6	1.500.000	9.000.000
35	Kepala Seksi Gudang (*Warehouse*)	1	2.000.000	2.000.000
36	Karyawan Seksi Gudang (*Warehouse*)	6	1.250.000	7.500.000
37	Kepala Bagian Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
38	Staf Seksi Market & Riset	2	1.500.000	3.000.000
39	Staf Seksi Pemasaran dan Pembelian	2	1.500.000	3.000.000
40	Kepala Bagian Produksi	1	4.000.000	4.000.000
41	Kepala Seksi Produksi bagian Proses	1	2.000.000	2.000.000
42	Karyawan Proses Produksi	34	1.250.000	42.500.000
43	Kepala Seksi Produksi bagian *Packaging*	1	2.000.000	2.000.000
44	Karyawan Produksi bagian *Packaging*	8	1.250.000	10.000.000
45	Dokter Perusahaan	1	2.000.000	2.000.000
46	Karyawan Poliklinik	4	1.250.000	5.000.000
47	Karyawan Kebersihan/Taman	4	1.000.000	4.000.000
48	Karyawan Keamanan	10	1.250.000	12.500.000
49	Sopir	4	1.000.000	4.000.000
Jumlah		161		286.000.000

Asumsi : $1 = Rp 9000,-

Rp 286.000.000/ bulan

Total biaya gaji pegawai pertahun = Rp 3.432.000.000/tahun

D. Utilitas

1. Listrik

Kebutuhan listrik = 300 kW

Harga listrik per kW = Rp 500/kW

Biaya listrik per tahun= 300 × 330 × 500 = Rp 49.500.000/tahun

2. Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar = 303,5782171 L/hari

Harga bahan bakar = Rp 4500/L

Biaya bahan bakar per tahun = 303,5782171 × 4500

= Rp 450.813.652,39/tahun

3. Air

Pemakaian jumlah air = 455 m^3/jam

Harga air tiap m^3 = Rp 300/m^3

Biaya pemakaian air per tahun = 455 × 24 × 330 × 300

= Rp 1.081.080.000,00/tahun

E. Harga Bahan Baku

1. Molases

Harga = Rp 2500,-/L

Kebutuhan = 50777,32291 kg/jam

Total = Rp 683.939.451.440,82/tahun

2. H_2SO_4 96%

Harga = Rp 15000,-/L

Kebutuhan = 0,2369943 kg/tahun

Total = Rp 15.422.284,64/tahun

3. Antifoam Turkey Red Oil

Harga = Rp 10000,-/L

Kebutuhan = 1,8307046 kg/jam

Total = Rp 140.768.742,06/tahun

4. Yeast

Harga = Rp 5000,-/kg

Kebutuhan = 55,85505523 kg/jam

Total = Rp 2.211.860.187,11/tahun

5. Urea

Harga = Rp 7500,-/kg

Kebutuhan = 139,6376381 kg/jam

Total = Rp 8.294.475.703,14/tahun

6. NPK

Harga = Rp 7500-/L

Kebutuhan = 27,92752761 kg/jam

Total = Rp 1.658.895.140,03/tahun

F. Harga Produk

1. Etanol (C_2H_5OH)

Kapasitas = 6313,131313 kg/jam

Harga = Rp 7500/L

Penjualan = Rp 478.426.169.263,61/tahun

2. Vinasse

Kapasitas = 167843,3714 kg/jam

Harga = Rp 500/kg

Penjualan = Rp 1.143.085.920.007,61/tahun

G. Penentuan Total Capital Invesment (TCI)

1. Fixed Capital Investment (FCI)

a. Biaya langsung (DC)

Direct Cost (DC) (dalam rupiah)		
Harga peralatan	E	Rp 100.246.703.414.93
Instrument dan Control	13% E	Rp 15.734.152.459,56
PerpipaanTerpasang	10% E	Rp 12.103.194.199,66
Listrik Terpasang	5% E	Rp 6.051.597.099,83
Tanah	8% E	Rp 9.682.555.359,73
Bangunan	20% E	Rp 24.206.388.399,32
Instalasi alat	40% E	Rp 48.412.776.798,63
Pengembangan lahan	5% E	Rp 6.051.597.099,83
Service facilities	30% E	Rp 36.309.582.598,97
Total Direct Cost (DC)		**Rp 279.583.786.012,10**

b. Biaya Tak Langsung (IC)

Indirect Cost (IC)		
Engineering	35% E	Rp 42.361.179.698,80
Biaya konstruksi	40% E	Rp 48.412.776.798,63
Total Indirect Cost (IC)		**Rp 90.773.956.497,43**

c. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment (FCI)		
Biaya langsung (DC) + biaya tak langsung (IC)		Rp 370.357.742.509,53
Biaya kontraktor	1% (DC + IC)	Rp 18.517.887.125,48
Biaya tak terduga	5% (DC + IC)	Rp 3.703.577.425,10
Total Fixed Capital Investment (FCI)		**Rp 392.579.207.060,10**

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]		[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]		[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]		
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]

2. Work Capital Investment (WCI)

Work Capital Investment (WCI) = 15% TCI

Total Capital Investment (TCI) = WCI + FCI

TCI = 0,15 TCI + Rp 392.579.207.060,10

TCI = Rp 461.857.890.658,94

WCI = 0,15 × Rp 461.857.890.658,94

WCI = Rp 69.278.683.598,84

Modal yang digunakan terdiri dari :

a. Modal sendiri = 60% × TCI = Rp 277.114.734.395,37

b. Modal pinjaman = 40% × TCI = Rp 184.743.156.263,58

Total = Rp 461.857.890.658,94

H. Penentuan Total Production Cost (TPC)

1. Biaya Pembuatan (MC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

Direct Production Cost (DPC)		
Bahan baku untuk 1 tahun		Rp 694.601.978.357,76
Gaji karyawan untuk 1 tahun (GK)		Rp 3.432.000.000
Utilitas untuk 1 tahun		Rp 1.581.393.652,39
Biaya pengemasan untuk 1 tahun		Rp 63.790.155.902
Pemeliharaan	10% FCI	Rp 39.257.920.706,01
Laboratorium	8% GK	Rp 274.560.000,00
Patent dan Royalti	1% TPC	Rp 3.703.577.425,10
Supervisi	15% FCI	Rp 514.800.000,00
Operation Supplies	20% FCI	Rp 7.851.584.141,20
Total Direct Production Cost (DPC)		**Rp 815.007.970.184,28**

b. Biaya Tetap (FC)

Fixed Cost (FC)		
Depresiasi alat	13% FCI	Rp 51.035.296.917,81
Depresiasi bangunan	1% FCI	Rp 3.925.792.070,60
Pajak Kekayaan	2% FCI	Rp. 7.851.584.141,20
Asuransi	3% FCI	Rp 11.777.376.211,80
Bunga pinjaman		Rp. 36.948.631.252,72
Total Fixed Cost (FC)		**Rp 111.538.680.594,14**

c. Biaya Overhead

Biaya Overhead = 40 % TK = 0,4 TK

= 0.4 × Rp 3.432.000.000,00

= Rp 1.372.800.000,00

2. Biaya Umum (GE)

General Expense (GE)		
Administrasi	15% GK	Rp 514.800.000,00
Distribusi	2% DPC	Rp 16.300.159.403,69
LITBANG (R&D)	3% DPC	Rp 24.450.239.105,53
Total GE		**Rp 41.265.198.509,21**

I. Penentuan Laba Perusahaan

Laba perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp 1.143.085.920.007,61

Laba kotor = Harga Jual – Biaya Produksi

= Rp 1.143.085.920.007,61 – Rp 969.184.649.287,63

= Rp 173.901.270.719,98

Pajak penghasilan = 20 % dari laba kotor

$= (0{,}2 \times \text{Rp } 109.347.057.317.77)$

$= \text{Rp } 21.869.411.463.55$

(Vilbrant, hal. 252)

Laba bersih $= \text{laba kotor} \times (1 - \%\ \text{pajak})$

$= \text{Rp } 173.901.270.719{,}98 \times (1 - 0{,}2)$

$= \text{Rp } 139.121.016.575{,}98$

Nilai penerimaan *Cash Flow* setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

$= \text{Rp } 139.121.016.575{,}98 + \text{Rp } 51.035.296.917{,}81$

$= \text{Rp } 190.156.313.493{,}80$

J. Analisis Probabilitas

J.1. Laju Pengembalian Modal (*Rate On Invesment* = *ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

- ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\ \%$$

$$= \frac{\text{Rp } 173.901.270.719{,}98}{Rp.325.160.207.196.68} \times 100\% = 44{,}3\%$$

- ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\ \%$$

$$= \frac{\text{Rp } 139.121.016.575{,}98}{Rp.325.160.207.196.68} \times 100\% = 35{,}44\%$$

J.2. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$POT = \frac{\text{Modal tetap}}{\textit{Cash flow}\ \text{setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{Rp.392.579.207.060,10}{Rp\ 392.579.207.060,10} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2,0645 \text{ tahun}$$

J.3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0,3\ SVC)}{S - (0,7\ SVC - VC)} \times 100\%$$

Biaya produksi tetap (FC) = Rp 111.538.680.594,14

– Biaya semi variabel (SVC)

Biaya umum (GE)	Rp 41.265.198.509,21
Biaya overhead	Rp 1.372.800.000,00
Operation Supplies	Rp 7.851.584.141,20
Biaya lab	Rp 274.560.000,00
Gaji karyawan langsung	Rp 3.432.000.000,00
Supervise	Rp 514.800.000,00
Perawatan dan Pemeliharaan	Rp 39.257.920.706,01
TOTAL	**Rp 93.968.863.356,43**

Menghitung Biaya Variabel (VC)

– Bahan baku = Rp 694.601.978.357,76

–	Utilitas	= Rp. 1.581.393.652,39
–	Biaya pengemasan	= Rp. 63.790.155.901,81
	Total VC	**= Rp 759.973.527.911,97**

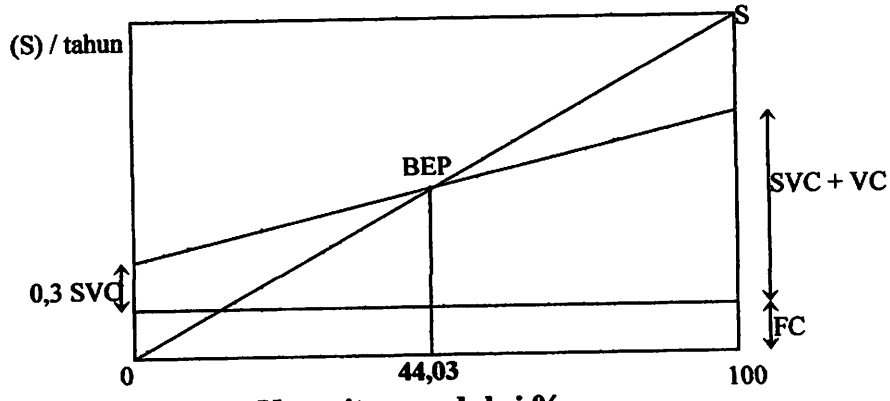
Sehingga :

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - (0{,}7\ SVC - VC)} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp\ 111.538.680.594{,}14 + (0{,}3 \times Rp\ 93.968.863.356{,}43)}{Rp\ 1.143.085.920.007{,}61 - (0{,}7 \times 93.968.863.356{,}43 - 759.973.527.911{,}97)} \times 100\%$$

$$= 44{,}03\%$$

Kurva BEP :



Kapasitas produksi %

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 44,03% × 50.000 ton/tahun

= 22.016 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Etanol berada diantara nilai 40-60%, sehingga nilai BEP diatas memadai. Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 80 % dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{Rp\,139.121.016.575,98} = \frac{(100 - 44,03) - (100 - 80)}{(100 - 44,03)}$$

PBi = Rp 89.406.320.997,97

Sehingga *Cash Flow* setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

CA_1 = PB_1 + *Depresiasi* alat

= Rp 89.406.320.997,97 + Rp 51.035.296.917,81

= Rp 140.441.617.915,79

J.4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal suatu pabrik yang masih boleh beroperasi

$$SDP = \frac{0,3\,SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= \frac{0.3(93.968.863.356,43)}{1.143.085.920.007,61 - 0,7(93.968.863.356,43) - 694.601.978.357,76} \times 100\%$$

= 8,88%

J.5. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{Ao} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun :

C_{A-2} $= 40\ \% \times FCI \times (1 + i)^2$

$= 40\ \% \times$ Rp 392.579.207.060,10 $\times (1 + 0{,}2)^2$

$= 102.039.187.499{,}06$

C_{A-1} $= 60\% \times FCI \times (1 + i)^1$

$= 60\ \% \times$ Rp 392.579.207.060,10 $\times (1 + 0{,}2)^1$

$= 204.078.374.998{,}12$

C_{A-0} $= -(C_{A-2} + C_{A-1})$

$= -(102.039.187.499{,}06 + 204.078.374.998{,}12)$

$= -306.117.562.497{,}19$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$NPV = C_A \times Fd$

Dimana : C_A = *Cash flow* setelah pajak

Fd = faktor diskon = $\dfrac{1}{(1 + i)^n}$

n = tahun ke-n

i = tingkat bunga bank (bunga bank = 13%)

Tabel J.5. *Cash Flow* untuk NPV selama 10 tahun dengan nilai sisa = 0

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd (i = 0,13)	PV
0	-306.117.562.497,19	1,0000	-306.117.562.497,19
1	140.441.617.915,79	0,8850	124.284.617.624,59
2	190.156.313.493,80	0,7831	148.920.286.235,26
3	190.156.313.493,80	0,6931	131.787.863.925,00
4	190.156.313.493,80	0,6133	116.626.428.252,22
5	190.156.313.493,80	0,5428	103.209.228.541,78
6	190.156.313.493,80	0,4803	91.335.600.479,46
7	190.156.313.493,80	0,4251	80.827.965.026,07
8	190.156.313.493,80	0,3762	71.529.172.589,44
9	190.156.313.493,80	0,3329	63.300.152.734,02
10	190.156.313.493,80	0,2946	56.017.834.277,89
Nilai sisa	0	0,2946	0
WCI	69.278.683.598,84	0,2946	20.408.692.961,74
Jumlah			702.130.280.150,27

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Etanol layak untuk didirikan.

J.6. Internal Rate of Return (IRR)

Tabel E.6. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun ke -1	Cash Flow	Fd 13% 13%	PV1	Fd 26% 26%	PV2
0	-306.117.562.497,19	1,0000	-306.117.562.497,19	1,0000	-306.117.562.497,19
1	140.441.617.915,79	0,8850	124.284.617.624,59	0,7937	111.461.601.520,46
2	190.156.313.493,80	0,7831	148.920.286.235,26	0,6299	119.775.959.620,68
3	190.156.313.493,80	0,6931	131.787.863.925,00	0,4999	95.060.285.413,24
4	190.156.313.493,80	0,6133	116.626.428.252,22	0,3968	75.444.670.962,89
5	190.156.313.493,80	0,5428	103.209.228.541,78	0,3149	59.876.722.986,42
6	190.156.313.493,80	0,4803	91.335.600.479,46	0,2499	47.521.208.719,38
7	190.156.313.493,80	0,4251	80.827.965.026,07	0,1983	37.715.245.015,38
8	190.156.313.493,80	0,3762	71.529.172.589,44	0,1574	29.932.734.139,19
9	190.156.313.493,80	0,3329	63.300.152.734,02	0,1249	23.756.138.205,71
10	190.156.313.493,80	0,2946	56.017.834.277,89	0,0992	18.854.077.941,04
Nilai sisa	0	0,2946	0	0,0992	0
WCI	69.278.683.598,84	0,2946	20.408.692.961,74	0,0992	6869010427,40
Jumlah			702.130.280.150,27		320.150.092.454,62

$$\text{IRR} = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} x(i_2 - i_1)$$

$$= 13 + \frac{\text{Rp } 702.130.280.150,27}{\text{Rp } 702.130.280.150,27 - 320.150.092.454,62} \times (26 - 13)$$

$$= 36,8957\%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (13%) maka pabrik Etanol layak untuk didirikan.

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama : Pramudya Mardhika
Nim : 0514004

Perbaikan tersebut meliputi :

- penomeran alat
- tahapan proses dikederhanakan.
- cara kontrol pH difermentor.
- Flow sheet disertakan di lap.
- peta pabrik / lokasi

Malang, 14 AGUSTUS 2010

Acc 1/10

Dosen Pengamat

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama : Gustian Ardi

Nim : 0514033

Perbaikan tersebut meliputi :

idem sama pramudya. M

Malang, 14 AGUSTUS 2010

Dosen Pengamat

Acc 1/10
11

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama : Gustian Ardi / Pramudya Mardhiko
Nim : 0514033 / 0514004

Perbaikan tersebut meliputi :

- Uraian proses, kondisi operasi
- Seleksi Proses
- Flow sheet Proses
- Utilitas (App. D)
  - Juml karyawan
  - Keb. Steam
- Bagaimana Reaksi di Fermentor & Neraca massa
- Flow Sheet Utilitas
- Jenis Zeolit
- Spec Alat

1 - Nov - 2010

Rini Kartiko D, ST. MT

Malang, 14 AGUSTUS 2010

Dosen Pengamat