

---

---

## BAB V

### SPESIFIKASI ALAT

#### 5.1 Silo Penyimpanan biji sorgum

Kode	: F-110
Fungsi	: Menampung biji sorgum
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas datar dan bawah <i>conis</i>
Kapasitas	: 157,3050 m <sup>3</sup>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Diameter	: 5,85 m
Tinggi	: 5,85 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,2086 in
Tebal tutup atas	: 0,6 in
Tebal tutup bawah	: 0,6 in
Tinggi <i>conical</i>	: 0,74 m
Jumlah	: 2 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel (SA-167) Type 304</i>

#### 5.2 Mixer

Kode	: M-120
Fungsi	: Untuk mencampur biji sorgum dengan air proses
Operasi	: Kontinyu
Bahan	: <i>Stainless steel (SA-167) Type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 90°C
Tekanan	: 1 atm
Jenis	: Silinder <i>vertical</i> dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk

---

---

	<i>torispherical.</i>
Diameter	: 2,2815 m
Tinggi	: 2,2346 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in
Volume mixer	: 9,3582 m <sup>3</sup>
Volume <i>shell</i>	: 9,3224 m <sup>3</sup>
Volume <i>head</i>	: 0,0358 m <sup>3</sup>
Tipe tutup	: <i>Standard Dished Head</i>
Jenis pengaduk	: turbin dengan 6 <i>blade disk</i> standar
Jumlah pengaduk	: 2 buah
Rpm	: 112,10 rpm
Power	: 5 Hp

### 5.3 Reaktor SFS

Kode	: R-120
Bahan Konstruksi	: <i>Bahan stainless steell plate SA-167 type 304</i>
Fungsi	: Mereaksikan tepung sorgum, air, H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , Enzim Amylase, <i>Saccharomyces cerevisiae</i>
Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 12 m
Tinggi	: 15 m
Volume	: 1614,31 m <sup>3</sup>
Tebal shell	: 0,75 in

---

---

#### 5.4 Filter Press

Kode	: H-320
Fungsi	: Memisahkan Etanol air, dan slurry
Tipe	: Rotary Vacuum Filter
Volume	: 1,6038 m <sup>3</sup>
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 1,2 m
Panjang	: 6,1 m
Putaran	: 6 rpm
Power	: 10 hp
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel (SA-167) Type 304</i>

#### 5.5 Menara Destilasi

Kode	: D-310
Fungsi	: Memisahkan etanol dengan air berdasarkan titik didih
Jenis	: Sieve tray
Bahan konstruksi	: Stainless Steel
Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Tekanan	: 1,11 atm
Umpan	: 11.454,27 kg/jam
Destilat	: 1.594,02 kg/jam
Bottom	: 9.860,24 kg/jam
Tebal shell	: 0,16 in
Jumlah plate	: 10
Tinggi menara	: 7,73 m
Colom diameter	: 0,9 m

---

---

### 5.6 Tangki Penyimpanan H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

Kode	: F-150
Fungsi	: Sebagai alat penyimpan H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 3,04 m
Tinggi	: 1,18 m
Volume	: 16,64 m <sup>3</sup>
Jenis	: Silinder horizontal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel type 304</i>

### 5.7 Tangki Penyimpanan Enzim Amylase

Kode	: F-220
Fungsi	: Sebagai alat penyimpan Enzim Amylase
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 7,6 m
Tinggi	: 3,6 m
Volume	: 297,03 m <sup>3</sup>
Jenis	: Silinder horizontal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel type 304</i>

### 5.8 Tangki Penyimpanan *Saccharomyces cerevisiae*

Kode	: F-230
Fungsi	: Sebagai alat penyimpan <i>Sachharomyces cerevisiae</i>
Jumlah	: 1 buah

---

---

Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 12,19 m
Tinggi	: 6,85 m
Volume	: 1280,38 m <sup>3</sup>
Jenis	: Silinder horizontal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel type 304</i>

### 5.9 Tangki penyimpanan Etanol

Kode	: F-410
Fungsi	: Penyimpanan Etanol 95%.
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 7,6 m
Tinggi	: 3,4 m
Volume	: 234,6 m <sup>3</sup>
Jenis	: Silinder horizontal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel type 304</i>

### 5.10 Cooler

Kode	: E-212
Fungsi	: Mendinginkan campuran produk keluaran mixer dari 110 ke 30 °C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger
Tube	
OD	: 0,0254 m
Panjang	: 0,025 m

---

---

---

Pitch	: 1 ¼ in square pitch
Jumlah tube	: 204 buah
Passes	: 1 in
Shell	
ID	: 0,0317 m
Passes	: 1 in
HE area, A	: 0,4438 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1 buah

### 5.11 Heater

Kode	: E-125
Fungsi	: Memanaskan Air untuk keperluan proses
Jenis	: 1-2 Heat exchanger tipe shell and tube
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainlees steel (SA-157) type 304</i>
Beban pemanas	: 2064525,3 kJ/jam
<i>Tube side</i>	
Suhu	: 110 °C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 10
Out diameter	: 1 in
<i>Shell side</i>	
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Inside diameter	: 13,25 in
Δ Ps	: 7,62 psi
Δ Pt	: 0,0021 psi

---

---

### 5.12 Screening

Kode	: J-121
Fungsi	: Menyeragamkan ukuran biji sorgum
Jenis	: <i>Vibrating screen</i> dengan permukaan horizontal dan miring
Bahan ayakan	: batang baja
Kapasitas	: 28,14 ton/tahun
Sieve nomer	: 40
Sieve design	: 74 micron
Sieve opening	: 0,883 mm
Panjang	: 23,72 m
Lebar	: 18,25 m
Kemiringan	: 25°
Jumlah	: 1

### 5.13 Hammer Mill

Kode	: C-130
Fungsi	: Menghancurkan biji sorgum
Jenis	: Hammer Mill Grinding System, Forage Equipment
Ukuran	: 48 mesh
Kecepatan	: 1200 – 1500 rpm
Daya motor	: 12 HP

### 5.14 Belt Conveyor 1

Kode	: J-131
Fungsi	: Mengangkut tepung sorgum dari screening ke mixer
Jenis	: <i>Horizontal belt conveyor</i>

---

---

Bahan konstruksi	: Canvas tebal
Kapasitas max	: 32000 kg/jam
Lebar <i>belt</i>	: 0,3556 m
Luas area	: 0,0102 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i> normal	: 1,0160 m/s
Kecepatan <i>belt</i> maks	: 1,5240 m/s
<i>Belt plies</i> maks	: 5
<i>Belt plies</i> min	: 3
Kecepatan <i>belt</i>	: 88,71 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 5 m
Power motor	: 1 Hp

### 5.15 Belt Conveyor 2

Kode	: J-122
Fungsi	: Mengangkut tepung sorgum dari hammer mill ke screening
Jenis	: <i>Horizontal belt conveyor</i>
Bahan konstruksi	: Canvas tebal
Kapasitas max	: 32000 kg/jam
Lebar <i>belt</i>	: 0,3556 m
Luas area	: 0,0102 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i> normal	: 1,0160 m/s
Kecepatan <i>belt</i> maks	: 1,5240 m/s
<i>Belt plies</i> maks	: 5
<i>Belt plies</i> min	: 3
Kecepatan <i>belt</i>	: 88,71 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 5 m
Power motor	: 1 Hp

---



---

---

### 5.16 Pompa 1

Kode	: L-124
Fungsi	: Mengalirkan air proses dari tangki penyimpanan ke HE
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 2,4157 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	3 in
OD	: 3,5 in
ID	: 2,9 in
Flow area	: 0,04587 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,285 Hp
Jumlah	: 1

### 5.17 Pompa 2

Kode	: L-126
Fungsi	: Mengalirkan air proses dari HE ke <i>mixer</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 2,4157 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	3 in
OD	: 3,5 in
ID	: 2,9 in
Flow area	: 0,04587 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,285 Hp
Jumlah	: 1

---

---

### 5.18 Pompa 3

Kode	: L-211
Fungsi	: Mengalirkan $H_3PO_4$ dari tangki penyimpanan ke mixer
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 1,6203 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	2/4 in
OD	: 0,54 in
ID	: 0,302 in
Flow area	: 0,0005 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,0073 Hp
Jumlah	: 1

### 5.19 Pompa 4

Kode	: L-213
Fungsi	: Mengalirkan hasil mixer ke cooler
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 2,9139 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	3 in
OD	: 3,5 in
ID	: 2,9 in
Flow area	: 0,04587 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,4467 Hp
Jumlah	: 1

---

---

### 5.20 Pompa 5

Kode	: L-214
Fungsi	: Mengalirkan dari cooler ke reaktor
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 2,6055 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	3 in
OD	: 3,5 in
ID	: 3,068 in
Flow area	: 0,0513 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,408 Hp
Jumlah	: 1

### 5.21 Pompa 6

Kode	: L-215
Fungsi	: Mengalirkan <i>Saccharomyces cerevisiae</i> ke reaktor
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 1,5056 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	1 in
OD	: 1,315 in
ID	: 1,409 in
Flow area	: 0,006 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,0323 Hp
Jumlah	: 1

---

---

## 5.22 Pompa 7

Kode	: L-321
Fungsi	: Mengalirkan enzim amylase ke reaktor
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 2,1241 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	1 in
OD	: 1,315 in
ID	: 0,957 in
Flow area	: 0,005 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,0416 Hp
Jumlah	: 1

## 5.23 Pompa 8

Kode	: L-412
Fungsi	: Mengalirkan Etanol air dari filter pree ke MD
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kecepatan aliran	: 3,0368 ft/s
Ukuran pipa	
NPS(Nominal Pipe Size):	4 in
OD	: 4,5 in
ID	: 3,826 in
Flow area	: 0,0798 in <sup>2</sup>
Power motor	: 0,6433 Hp
Jumlah	: 1

---

---

## BAB VI

### UTILITAS

#### 1.1. Unit Pendukung Proses

Sarana penunjang proses yang dilakukan pabrik agar dapat berjalan dengan baik. Unit pendukung proses yang ada dalam pabrik antara lain :

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Untuk keperluan domestik, air proses, air konsumsi, air sanitasi, air umpan boiler dan air pendingin memerlukan unit ini sebagai penyedia air.

2. Unit Pengadaan *Steam*

Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas pada *Menara destilasi* dan *heat exchanger*.

3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan juga dari *generator* sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit Udara Tekan

Berfungsi untuk menyediakan udara tekan untuk keperluan instrumentasi.

5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Berfungsi untuk menyediakan bahan bakar.

6. Unit Laboratorium

7. Unit Pengolahan Air Limbah

Unit ini mengolah air yang berasal dari proses, sanitasi dan laboratorium sebelum dibuang ke lingkungan agar air limbah tidak mencemari lingkungan sekitar.

### 1.1.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air proses. Dalam memenuhi kebutuhan air umumnya berasal dari air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam menjalankan pabrik ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sumur. Air yang digunakan dalam unit utilitas harus memenuhi syarat air proses industri kimia. Beberapa fungsi air dalam industri adalah :

#### a. Air Proses

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam air proses adalah :

1. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menimbulkan kerak.
2. Besi yang dapat menyebabkan korosi.
3. Minyak yang menyebabkan terbentuknya lapisan film mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

Tabel. 6.1. Kebutuhan air proses

No.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Mixer	11.105,8839
	Make Up 10%	1.110,5883

#### b. Air Pendingin

Pada umumnya, ada beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- 2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- 3) Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi

Tabel. 6.2. Kebutuhan air pendingin

No.	Penggunaan	Kebuthan (kg/jam)
1.	Cooler	1.856,1672
2.	Kondensor	1.522,2951
3.	Over design 20%	4.054,1547
Total		7.432,6170

**c. Air Sanitasi**

Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi kondisi dan syarat – syarat kesehatan. Untuk memenuhi syarat sebagai air sanitasi dapat dilakukan penambahan PAC atau kaporit untuk menghilangkan bibit penyakit dan mengurangi kekeruhan. Beberapa syarat fisik, kimia dan biologis air sanitasi adalah :

Syarat fisik:

- Suhu di bawah suhu udara luar.
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa.
- Tidak berbau.

Syarat kimia:

- Tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik.
- Tidak beracun.
- Syarat bakteriologis,
- Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.

Tabel 6.3 Kebutuhan air sanitasi

NO.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	392
2	Laboratorium, poliklinik, bengkel	150
3	Kebutuhan pemadam kebakaran	400
4	Kantin, mushola	150
5	Pembersihan, pemeliharaan, taman	150
TOTAL		1300

#### d. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

1. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi. Air yang mengandung asam dan gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dapat menyebabkan korosi di dalam boiler.
2. Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena kesadahan dan suhu tinggi, penyebab utama dari kerak adalah garam-garam karbonat dan silikat yang terdapat dalam air.

3. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang timbul dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek penembusan terjadi pada alkalinitas Tinggi.

Tabel 6.4 Kebutuhan steam

NO.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Heater 1	2308,8432



2	Reboiler	40247,6141
	Overdesign	20%
	<b>TOTAL</b>	<b>51067,7487</b>

Tabel 6.5 Kebutuhan air keseluruhan

NO.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Kebutuhan air proses	13.327,0607
2	Kebutuhan air pendingin	4.054,1547
3	Kebutuhan air untuk boiler	51.067,7487
4	Kebutuhan air untuk sanitasi	1490,4
	<b>TOTAL</b>	<b>69.939,3642</b>

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

Beberapa tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Penyaringan Awal / *Screen* (S)

Penyaringan air dari air sungai ada 3 tahap penyaringan, yaitu :

- a. *Coarse bar screen* (saringan kasar), berfungsi menahan kotoran yang berukuran besar seperti ranting dan sebagainya.
- b. *Rake screen*, kotoran yang lolos dari bar screen akan menempel dibawah *rake screen*. Kemudian kotoran yang tersaring dibersihkan atau dibawa ke atas dengan penggaruk yang digerakkan dengan sistem hidrolis.
- c. *Rotary screen*, berfungsi membersihkan kotoran yang sangat kecil yang masih tersisa di air sungai

2. Bak penggumpal (BU-01)

Air setelah melalui penyaringan kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap awal dengan cara menambahkan senyawa kimia yaitu Poly Aluminium Chloride.

### 3. Clarifier (CL)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan kedalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *over flow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

### 4. Bak Penyaring / *sand filter* (BU-02)

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

### 5. Bak Penampung Sementara (BU-03)

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap didistribusikan sebagai air sanitasi, air pendingin dan sebagai air proses.

### 6. Tangki Air Bersih (TU-01)

Tangki air bersih berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran. Air yang keluar dari tangki penampung air bersih harus ditambahkan kaporit ( $\text{CaOCl}_2$ ) untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Kaporit digunakan sebagai desinfektan karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Tahap Pengolahan Air pada utilitas dapat dilihat pada gambar 6.1

---

---

### 1.1.2. Unit Pengadaan Steam

Untuk menghasilkan uap air yang digunakan dalam proses, alat yang digunakan adalah *boiler* atau ketel uap. Dalam hal ini yang digunakan adalah boiler pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *plate* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.

#### 1. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^-$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan *boiler* (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air diperlukan karena air umpan *boiler* harus memenuhi syarat sebagai berikut:

- Jika *steam* digunakan sebagai pemanas diharapkan tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, karena hal tersebut dapat mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan dapat mengakibatkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ . Air diumpankan ke *kation exchanger* untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ , dan  $\text{Al}^{3+}$ . Air yang keluar dari *kation exchanger* diumpankan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Kemungkinan jenis

---

---

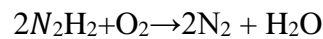
anion yang ditemui adalah  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{NO}^-$  dan  $\text{SiO}_3^{2-}$ . Air yang keluar selanjutnya dikirim ke unit *demineralized water storage* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai BFW.

## 2. Unit Air Umpan Boiler

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen. Gas tersebut dapat menyebabkan korosi, sehingga gas tersebut harus dihilangkan terlebih dahulu dalam suatu deaerator. Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut:

a. Steam yang berfungsi untuk mengikat  $\text{O}_2$  yang terkandung dalam air tidak sepenuhnya dapat menghilangkan kandungan  $\text{O}_2$ , sehingga perlu ditambahkan Hidrazin.

b. Hidrazin berfungsi mengikat sisa oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama gas-gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

### 1.1.3. Unit Pengadaan Listrik

Energi listrik merupakan sumber energi yang sangat penting di kehidupan manusia, salah satunya sangat penting dalam industri. Listrik sangat berperan penting dalam mengoperasikan alat-alat proses agar berjalan dengan baik. Kebutuhan listrik tersebut dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Dalam hal ini, karena pabrik dijalankan secara kontinyu, maka untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi digunakan *generator set* sebagai cadangan.

Kebutuhan Listrik meliputi:

1.) Listrik untuk kebutuhan proses

Tabel 6.6 Kebutuhan Listrik untuk proses

Nama alat proses	Power , Hp	Jumlah	$\Sigma$ power ,Hp
Mixer	4,6	1	4,6
Filter	10	1	10
Cooler	10	1	10
Destilasi	3	1	3
Hammer mill 1	12	1	12
Pompa 1	1	1	1
Pompa 2	1	1	1
Pompa 3	1	1	1
Pompa 4	0,5	1	0,5
Pompa 5	0,5	1	0,5
Pompa 6	0,5	1	0,5
Pompa 7	0,5	1	0,5
Pompa 8	3	1	3
Pompa 9	2	1	2
Pompa 10	3	1	3
BC 1	1	1	3
BC 2	1	1	1
<b>TOTAL</b>			<b>55,6</b>

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power yang dibutuhkan = 41,46 kW

2.) Listrik untuk utilitas

Tabel 6.7 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

Nama alat	Power , Hp	Jumlah	$\Sigma$ power, Hp
Pompa 1	0,5	1	0,5
Pompa 2	0,5	1	0,5
Pompa 3	8,2	1	8,2
Pompa 4	8,2	1	8,2
Pompa 5	8,2	1	8,2
Pompa 6	1,5	1	1,5
Pompa 7	1,5	1	1,5
Pompa 8	1,5	1	1,5
Pompa 9	1,5	1	1,5
Pompa 10	1	1	1
Tangki N <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,5	1	0,5
Tangki NaOH	0,5	1	0,5
Tangki HCl	0,5	1	0,5
<b>TOTAL</b>			<b>34,1</b>

Diketahui 1 Hp = 0,7457 kW

Power yang dibutuhkan 25,43 kw

3.) Listrik untuk penerangan dan AC

Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 5000 W = 5 kW

Listrik untuk penerangan diperkirakan sebesar = 100 kW

4.) Listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik yang digunakan diperkirakan = 40 kW

5.) Listrik untuk instrumentasi

Listrik yang digunakan diperkirakan sebesar = 5 kW

Listrik untuk kebutuhan pengeringan rotary dryer = 216,548 kW

Jumlah kebutuhan listrik = 379,225 Kw

#### 1.1.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

---

---

Unit ini bertugas menyediakan dan menyimpan bahan bakar untuk keperluan operasi pabrik.

Kebutuhan bahan bakar untuk *generator set* dan Boiler :

- a. Jenis bahan bakar : Solar
- b. Heating value : 18.315 Btu/lb
- c. Efisiensi bahan bakar : 80%
- d.  $\rho$  solar : 53 lb/ft<sup>3</sup>
- e. Kapasitas input generator : 1706206 Btu/jam
- f. Kebutuhan solar : 215,9 L/jam = 0,22 m<sup>3</sup>/jam

#### **1.1.5. Unit Penyediaan Udara Tekan**

Udara Tekan adalah udara yang disimpan dibawah tekanan tertentu, lebih besar dari atmosfer. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol *pneumatic*. Kebutuhan setiap alat kontrol *pneumatic* sekitar 25,2 L/menit (Considine, 1970) Kebutuhan udara tekan diperkirakan 50 m<sup>3</sup>/jam. Alat untuk penyediaan udara tekan berupa kompressor.

#### **1.1.6. Unit Pengolahan Limbah**

Unit ini bertugas mengolah limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini. Limbah yang dihasilkan pada proses ini yaitu limbah padat dan cair. Pengolahan bahan buangan meliputi :

- 1) Air yang mengandung zat organik dan anorganik
- 2) Buangan air sanitasi
- 3) *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa
- 4) Sisa regenerasi
- 5) *Blow down cooling water*

Air buangan sanitasi dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran ditampung dan diolah dalam unit *stabilisasi* dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai

---

---

disinfektan, yaitu membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi yang mengandung NaOH dinetralkan dengan menambahkan  $H_2SO_4$ . Hal ini dilakukan jika pH air buangan lebih dari tujuh. Jika pH air buangan kurang dari tujuh ditambahkan NaOH. Zat organik maupun anorganik dari hasil bawah dekanter kemudian dialirkan ke unit pengolahan limbah kemudian dialirkan ke cation dan anion exchanger sehingga siap untuk dibuang.

## 1.2. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian penting bagi suatu industri dalam menunjang kelancaran proses produksi dan meningkatkan mutu serta keamanan suatu produk.

Laboratorium kimia adalah sarana Laboratorium kimia adalah sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produk dari perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan proses serta produk.

Tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
3. Menganalisa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik.
4. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.

Analisa untuk unit utilitas meliputi:

- Air proses penjernihan, yang dianalisa pH,  $SiO_2$ , Ca sebagai  $CaCO_3$ , sulfur sebagai  $SO_4^{4-}$ , clor sebagai  $Cl_2$  dan zat padat terlarut.
  1. TDS meter (Total Disolved Solid) digunakan untuk mengukur total zat padat terlarut dalam air. Satuan yang digunakan adalah ppm.



- 
- 
2. Untuk menganalisa pH, Sulfur ( $\text{SO}_4$ ), kesadahan ( $\text{CaCO}_3$ ),  $\text{Cl}_2$  digunakan Water test kit digital.

Air minum yang dianalisa pH, bau, kekeruhan. Untuk menganalisis kekeruhan digunakan Turbidity meter dengan menggunakan sifat optik akibat dispersi sinar dan dapat dinyatakan sebagai perbandingan cahaya yang datang dengan cahaya dipantulkan.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik dibagi menjadi tiga (3) bagian :

1. Laboratorium pengamatan

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua aliran yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “*certificate of quality*” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium analitik

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku dan produk akhir.

3. Laboratorium penelitian dan pengembangan

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

### **1.3. Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Keselamatan kerja merupakan hal penting bagi perlindungan tenaga kerja yang berkaitan dengan alat kerja, mesin, bahan dan proses pengolahan, tempat kerja, lingkungannya serta cara pengerjaannya.

Tujuan keselamatan kerja :

1. Melindungi tenaga kerja dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi

- 
2. Menjamin keselamatan orang lain yang berada di lingkungan kerja
  3. Memelihara sumber produksi dan dipergunakan secara aman di lingkungan kerja

Untuk pelaksanaan program keselamatan kerja, disediakan perlengkapan pakaian seragam kerja untuk tiap-tiap karyawan. Selain itu perusahaan juga menyediakan alat-alat pelindung diri yang disesuaikan dengan kondisi dan jenis pekerjaan. Peralatan *safety* (*Safety Equipment*) harus dipakai oleh setiap karyawan yang berada di *plant* atau daerah proses.

Perlengkapan *safety* yang harus dipakai :

1. Sepatu *safety*
2. *Safety Goggle* (kacamata *safety*)
3. *Ear muff/ Ear plug*, yaitu penutup telinga yang dipakai untuk mengurangi suara bising dari mesin
4. *Safety Helmet*, yaitu alat pelindung kepala
5. Masker, yaitu penutup hidung dan mulut untuk menyaring udara yang dihisap.
6. *Breathing apparatus*, yaitu alat bantu pernafasan dimana dipakai jika udara sekeliling kotor sekali atau beracun.

Adapun tindakan pencegahan yang dilakukan oleh perusahaan antara lain:

- 1.) Pemberian penerangan, latihan, dan pembinaan agar setiap pekerja yang ada di tempat dapat mengetahui cara melakukan pencegahan jika terjadi kecelakaan, kebakaran, peledakan, dan kebocoran pipa yang berisi zat berbahaya.
- 2.) Pemberian penerangan mengenai pertolongan pertama pada kecelakaan.
- 3.) Setiap mesin dan peralatan lainnya harus dilengkapi alat pencegah kebakaran serta tanda-tanda pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya.

- 4.) Penyediaan poliklinik di lokasi pabrik untuk tempat pengobatan akibat kecelakaan di lokasi pabrik seperti terhirup gas beracun, luka terbakar, patah tulang dan lain sebagainya.

#### 6.4 Alat – alat Utilitas

Alat yang digunakan di unit utilitas ini berguna untuk mengolah air sanitasi, air boiler, dan air pendingin.

##### 6.4.1 Bak Penampung

Sementar Kode

Fungsi	: Menampung air yang berasal dari
Bahan	: Beton
Bentuk	: Kubus
Volume	: 99,2682 m <sup>3</sup>

##### 6.4.2 Kation Exchanger

Kode	: TU-03
Fungsi	: Menurunkan kesadahan air umpan boiler.
Jenis	: <i>Down flow cation exchanger</i>
Resin	: <i>Natural greensand zeolite</i>
Kapasitas	: 59,9028 m <sup>3</sup> /jam
Diameter	: 3,2258 m
Tinggi	: 3,02 m
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 type 304</i>

##### 6.4.3 Anion Exchanger

Kode	: TU-04
Fungsi	: Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger
Jenis	: <i>Down flow anion exchanger</i>

---

---

Resin	: <i>Synthetic resin anion exchanger</i>
Kapasitas	: 59,9028 m <sup>3</sup> /jam
Diameter	: 2,4987 m
Tinggi	: 2,7172 m
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 type 304</i>

#### 6.4.4 Tangki air umpan boiler

Kode	: TU-05
Tugas	: Menampung sementara air make up boiler dan air keperluan ion exchanger
Bahan	: Carbon steel SA-283
Kecepatan volumetrik	: 3,5568 m <sup>3</sup> /jam
Volume tangki	: 6,6691 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,7825 m
Tinggi	: 2,6738 m

#### 6.4.5 Deaerator

Kode	: De
Fungsi	: Melepaskan gas-gas terlarut air seperti O <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub>
Jenis	: Silinder tegak dengan bahan isian
Diameter	: 0,33 m
Tinggi	: 1,165 m

#### 6.4.6 Boiler

Kode	: BL
Fungsi	: Menyediakan steam jenuh
Jenis	: Water tube boiler
Kapasitas	: 2954,258 kg/jam

---

---

---

#### 6.4.7 Tangki penyimpanan $N_2H_2$

Tugas	: Membuat larutan $N_2H_2$ 30 ppm
Volume	: 1,5322 m <sup>3</sup>
Bentuk	: Silinder tegak
Diameter	: 1,2497 m
Tinggi	: 1,2497 m
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 type 304</i>
Pengaduk	: 0,5 Hp
Putaran pengaduk	: 20 rpm
Jenis pengaduk	: Marine propeler 3 blade

#### 6.4.8 Tangki karbon aktif

Kode	: TU-01
Fungsi	: Membersihkan air dari bau dan rasa kurang sedap
Volume	: 0,0167 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,2198 m
Tinggi	: 1,4420 m
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283</i>

#### 6.4.9 Tangki kaporit

Tugas	: Menyimpan dan menyiapkan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu
Volume	: 0,1005 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,4001 m
Tinggi	: 0,8001 m
Bahan	: Fyber

#### 6.4.10 Tangki air sanitasi

Kode	: TU-02
Tugas	: Menampung air bersih untuk perkantoran dan

---

---

	seharai-hari
Bentuk	: Silinder vertikal
Volume	: 33,4080 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,1994 m
Tinggi	: 4,3988 m
Bahan	: Fyber

#### 6.4.11 Tangki larutan NaCl

Tugas	: Membuat NaCl 5% untuk regenerasi kation exchanger
Volume	: 0,4182 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,8106 m
Tinggi	: 0,8106 m
Jenis	: Silinder tegak
Tenaga pengaduk	: 0,5 Hp
Jenis pengaduk	: Marine propeler 3 blade
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 type 304</i>

#### 6.4.12 Tangki larutan NaOH

Tugas	: Membuat NaOH 5% untuk regenerasi anion exchanger
Volume	: 0,0274 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,3267 m
Tinggi	: 0,3267 m
Jenis	: Silinder tegak
Tenaga pengaduk	: 0,5 Hp
Jenis pengaduk	: Marine propeler 3 blade
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 type 304</i>

---

---

---

#### 6.4.13 Tangki air pendingin 1

Kode	: TU-06
Tugas	: Menampung air make-up dan air pendinginan proses yang telah digunakan
Volume	: 51,8952 m <sup>3</sup>
Diameter	: 4,0435 m
Tinggi	: 4,0435m
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283</i>

#### 6.4.14 Tangki air pendingin 2

Kode	: TU-07
Tugas	: Menampung air yang keluar dari cooling tower
Volume	: 51,8952 m <sup>3</sup>
Diameter	: 4,0435m
Tinggi	: 4,0435m
Bahan	: <i>Fyber</i>

#### 6.4.15 Pompa utilitas 1

Kode	: PU-01
Fungsi	: Mengalirkan air dari BU-01 ke TU-01
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliran	: 2,1529 ft/s
Power	: 0,0491 Hp

---

#### 6.4.16 Pompa utilitas 2

Kode	: PU-02
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-01 ke TU-02
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 2,1529 ft/s
Power	: 0,0535 Hp

#### 6.4.17 Pompa utilitas 3

Kode	: PU-03
Fungsi	: Mengalirkan air dari BU-01 ke TU-06
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 26,7914 ft/s
Power	: 8,8473 Hp

#### 6.4.18 Pompa utilitas 4

Kode	: PU-04
Fungsi	: Mengalirkan air dari BU-01 ke TU-08
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 26,7914 ft/s
Power	: 8,8170 Hp



---

#### 6.4.19 Pompa utilitas 5

Kode	: PU-05
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-08 ke TU-03
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 26,7914 ft/s
Power	: 8,8331 Hp

#### 6.4.20 Pompa utilitas 6

Kode	: PU-06
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-03 ke TU-04
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 2,7798 ft/s
Power	: 1,3217 Hp

#### 6.4.21 Pompa utilitas 7

Kode	: PU-07
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-04 ke TU-05
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 2,7798 ft/s
Power	: 1,3216 Hp

---

#### 6.4.22 Pompa utilitas 8

Kode	: PU-08
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-05 ke De
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 2,7798 ft/s
Power	: 1,3217 Hp

#### 6.4.23 Pompa utilitas 9

Kode	: PU-09
Fungsi	: Mengalirkan air dari De ke Boiler
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 2,7798 ft/s
Power	: 1,2637 Hp

#### 6.4.24 Pompa utilitas 10

Kode	: PU-10
Fungsi	: Mengalirkan air dari TU-06 ke CT
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1
Kecepatan aliram	: 3,6937 ft/s
Power	: 1,6922 Hp

## **BAB VII**

### **ORGANISASI DAN TATA LETAK**

#### **7.1 Bentuk Perusahaan**

Pabrik Ethanol Nabati yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Ethanol Nabati

Lokasi Perusahaan : Boyolali

---

Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum untuk menjalankan usaha yang memiliki modal terdiri dari berbagai saham dan memenuhi syarat sesuai dengan ketentuan UU No.40/2007 tentang Perseroan Terbatas.

Syarat pendirian Perseroan Terbatas (PT) :

1. Didirikan minimal dua orang atau lebih (tercantum pasal 7 ayat 1)
2. Modal dasar minimal Rp. 50.000.000 dan modal disetor minimal 25% dari modal pasar (tercantum dalam pasal 32 dan pasal 33)
3. Akta pendirian PT disahkan oleh Menteri Kehakiman dan diumumkan dalam BNRI (tercantum dalam pasal 7 ayat 4)

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Lebih mudak untuk mendapatkan modal, karena kreditor akan lebih mempercayai badan usaha berbentuk PT.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris, sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
3. Kemudahahan dalam mengalihkan kepemilikan
4. Dilindungi oleh Undang – Undang

Badan hukun dalam bentuk PT telah mendapat kepastian hukum. Syarat mendirikan PT salah satunya harus disahkan oleh Menteri Kehakiman maka PT yang telah didirikan tidak dapat lagi digunakan oleh pihak lain.

## **7.2 Struktur Organisasi**

Struktur Organisasi adalah suatu kerangka dasar di suatu perusahaan yang berisi komponen – komponen penyusun perusahaan yang

---

---

menggambarkan kedudukan, fungsi, hak dan kewajiban yang jelas dari masing – masing posisi.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini sebagai berikut :

### **7.2.1 Pemegang Saham**

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

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

### **7.2.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

### **7.2.3 Direktur**

1. Direktur Utama

Tugas : Memimpin kegiatan perusahaan secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan.

2. Direktur Produksi dan Operasional

---

---

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

3. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan pembelian dan penjualan produk.

4. Direktur Sumberdaya Manusia dan Umum

Tugas : Mengawas dan mengatur segala hal yang berkaitan dengan personalia/kepegawaian serta hal umum seperti kesehatan dan keamanan.

#### **7.2.4 Staff Ahli**

Staf ahli dan litbang terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu manajer dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing. Tugas dan wewenang Staf Ahli :

1. Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

#### **7.2.5 Kepala Bagian**

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

1. Kepala Bagian Proses

---

---

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pabrik dalam bidang proses produksi serta ngekoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya, kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian, seksi laboratorium dan seksi evaluasi proses.

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan bidang peralatan serta mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya yaitu Seksi Mesin dan instrumentasi serta Seksi Bengkel dan Konstruksi.

3. Kepala Bagian Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pabrik dalam bidang penyediaan utilitas serta mengkoordinir kepala seksi Utilitas, Pemeliharaan Listrik dan Pengolahan Limbah.

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap Administrasi dan keuangan, mengawasi dan mengkoordinir kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan administrasi dan keuangan. Serta mengkoordinir Seksi Administrasi dan Seksi Keuangan

5. Kepala Bagian Pemasaran, Distribusi dan Transportasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan Pemasaran, Distribusi dan Transportasi serta mengkoordinir Seksi Pemasaran serta Seksi Distribusi dan transportasi yang menjadi bawahannya.

6. Kepala Bagian Litbang

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan Penelitian dan Pengembangan serta mengkoordinasi dan mengawasi kepala seksi yang berada di bawahnya yaitu penelitian dan pengembangan.

7. Kepala Bagian Personalia

---

---

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan personalia perusahaan maupun pelatihan – pelatihan yang ada di perusahaan, serta mengkoordinir seksi yang

menjadi bawahannya yaitu seksi Kepegawaian dan Seksi Pus Diklat.

#### 8. Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah – masalah yang berkaitan dengan bagian hubungan masyarakat dan keamanan dan serta mengkoordinir kepala seksi yang berada dibawahnya.

### 7.2.6 Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungannya bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### 1. Kepala Seksi Persediaan Produksi

Tugas : Mempersiapkan dan mengawasi bahan baku utama maupun bahan baku pendukung yang digunakan dalam proses produksi.

#### 2. Kepala Seksi Laboratorium \

Tugas : Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, dan hasil produksi, mengawasi hal-hal yang berkaitan dengan pembuangan serta membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi.

#### 3. Kepala seksi pengendalian proses

Tugas : Mengawasi proses berjalannya produksi, menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum ditangani oleh seksi yang berwenang.

#### 4. Kepala Seksi Evaluasi Proses

Tugas : Mengevaluasi permasalahan-permasalahan yang terjadi selama berjalannya proses.



---

5. Kepala Seksi Mesin dan Instrumentasi

Tugas : Mengawasi dan mengatur mesin dan instrumen yang digunakan dalam proses.

6. Kepala Seksi Bengkel dan Konstruksi

Tugas : Memerbaiki mesin yang mengalami kerusakan agar proses tetap berjalan sesuai yang diharapkan.

7. Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air dan *steam*.

8. Kepala Seksi Pemeliharaan Listrik

Tugas : Mengawasi, mengatur serta mengecek listrik yang digunakan dalam proses.

9. Kepala Seksi Pengolahan Limbah

Tugas : Mengawasi dan menganalisa pengolahan limbah dalam pabrik, menjaga agar limbah yang dibuang sudah memenuhi syarat dan aman untuk dibuang.

10. Kepala Seksi Administrasi

Tugas : Menyelenggarakan catatan utang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

11. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat ramalan keuangan masa depan, mengadakan perhitungan gaji dan intensif karyawan.

12. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Merencanakan strategi penjualan produksi dan mengatur distribusi hasil produksi.

13. Kepala Seksi Distribusi dan Transportasi

Tugas : Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan dalam proses produksi perusahaan.

---

---

#### 14. Kepala Seksi Kepegawaian

Tugas : Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, Melaksanakan hal - hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### 15. Kepala Seksi Humas

Tugas : Mengatur hubungan perusahaan dan masyarakat diluar lingkungan pabrik.

#### 16. Kepala Seksi K3

Tugas : Mengatur, menyediakan dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja, melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

#### 17. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Mengawasi keluar masuknya orang - orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik, Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

### **7.3 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

#### **7.3.1 Sistem Kepegawaian**

Pada pabrik etil akrilat ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, tingkat pendidikan, keahlian dan resiko kerja. Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

### 7.3.2 Sistem Gaji

Sistem gaji Perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan ketentuan perusahaan.

Perincian jumlah karyawan

Tabel 7.1 Tabel Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Klasifikasi	Jumlah
1	Direktur Utama	S2- Teknik Kimia/Ekonomi/Hukum	1
2	Direktur Produksi dan Operasional	S2-Teknik Kimia	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	S2-Ekonomi	1
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	S2- Manajemen/Hukum	1
5	Staff Ahli	S2-Teknik Kimia	3
6	Kepala Bagian Proses	S2-Teknik Kimia	1

7	Kepala Bagian Teknik	S2-Teknik Mesin	1
8	Kepala Bagian Utilitas	S2-Teknik Kimia	1
9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	S1-Ekonomi	1
10	Kepala Bagian Pemasaran, Distribusi dan Transportasi	S1-Teknik Industri /Manajemen	1
11	Kepala Bagian Litbang	S1-Kimia/Teknik Kimia	1
12	Kepala Bagian Personalia	S1-Psikologi / Teknik Industri	1
13	Kepala Bagian Umum	S1- Teknik Industri	1
14	Kepala Seksi Persediaan Produksi	S1- Teknik Industri	1
15	Kepala Seksi Laboratorium R&D	S1-Kimia	1
16	Kepala Seksi Pengendalian Proses	S1-Teknik Kimia	1
17	Kepala Seksi Evaluasi Proses	S1- Teknik Kimia	1
18	Kepala Seksi Mesin dan Instrumentasi	S1- Teknik Mesin	1
19	Kepala Seksi Bengkel dan Konstruksi	S1-Teknik Mesin / Teknik Sipil / Teknik Fisika	1
20	Kepala Seksi Utilitas	S1- Teknik Kimia	1
21	Kepala Seksi Pemeliharaan Listrik	S1- Teknik Elektro	1
22	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	S1- Teknik Kimia	1
23	Kepala Seksi Administrasi	S1-Akuntansi/Sekretaris	1
24	Kepala Seksi Keuangan	S1-Ekonomi	1
25	Kepala Seksi Pemasaran	S1-Manajemen	1
26	Kepala Seksi Distribusi dan Transportasi	S1-Teknik Industri	1

27	Kepala Seksi Pengembangan	S1-Teknik Kimia	1
28	Kepala Seksi Kepegawaian	S1-Psikolog	1
29	Kepala Seksi Pusdiklat	S1-Psikologi/Teknik Industri	1
30	Kepala Seksi Humas	S1-Ilmu Komunikasi	1
31	Kepala Seksi Kebersihan	S1-Kesehatan Masyarakat	1
32	Kepala Seksi K3	S1-Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
33	Kepala Seksi Keamanan	S1-Semua Jurusan	1
34	Karyawan Persediaan Produksi	S1/D3-Teknik Industri	5
35	Karyawan Laboratorium R&D	S1/D3-Kimia/Analisis Kimia/ Kimia Industri	7
36	Karyawan Pengendalian Proses	S1/D3-Teknik Kimia	8
37	Karyawan Evaluasi Proses	S1/D3-Teknik Kimia	8
38	Karyawan Mesin dan Instrumentasi	D3/SMK-Teknik Mesin/Teknik Elektro	8
39	Karyawan Bengkel dan Konstruksi	D3/SMK-Teknik Mesini	8
40	Karyawan Utilitas	D3/SMK-Kimia/Analisis Kimia/Kimia Industri	8
41	Karyawan Pemeliharaan Listrik	D3/SMK- Teknik Elektro	8
42	Karyawan Pengolahan Limbah	D3/SMK-Kimia/Analisis Kimia/Kimia Industri	5
43	Karyawan Administrasi	D3/SMK-Ekonomi	4
44	Karyawan Keuangan	D3/SMK-Akuntansi	4
45	Karyawan Pemasaran	D3/SMK-Manajemen	6
46	Karyawan Distribusi dan Transportasi	D3/SMK-Teknik	4

		Industri/Manajemen	
47	Karyawan Pengembangan	D3/SMK-Kimia/Kimia Industri	3
48	Karyawan Kepegawaian	D3/SMK-Teknik Industri	3
49	Karyawan Pusdiklat	D3/SMK-Teknik Industri/Manajemen	3
50	Karyawan Humas	D3/SMK-Ilmu Komunikasi	2
51	Petugas Kebersihan	SMA/SMK-Semua Jurusan	10
52	Karyawan K3	D3/D3-Kesehatan dan Keselamatan Kerja	4
53	Dokter	S1-Kedokteran	2
54	Perawat	S1-Keperawatan	3
55	Petugas Keamanan	SMA/SMK-Semua Jurusan	12
56	Supir	SMA/SMK-Semua Jurusan	15
	<b>Total</b>		<b>180</b>

Perincian golongan dan gaji pegawai sebagai berikut :

Tabel 7.2 Daftar gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji Total/Bulan	Gaji/Tahun
1	Direktur Utama	Rp 14.500.000	Rp 174.000.000
2	Direktur Produksi dan Operasional	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
4	Direktur Sumberdaya Manusia dan Umum	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
5	Staff Ahli	Rp 25.500.000	Rp 306.000.000

6	Kepala Bagian Proses	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
7	Kepala Bagian Teknik	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
8	Kepala Bagian Utilitas	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
10	Kepala Bagian Pemasaran, Distribusi, dan Transportasi	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
11	Kepala Bagian Litbang	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
12	Kepala Bagian Personalia	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
13	Kepala Bagian Umum	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
14	Kepala Seksi Persediaan Produksi	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium R&D	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
16	Kepala Seksi Pengendalian Proses	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
17	Kepala Seksi Evaluasi Proses	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
18	Kepala Seksi Mesin dan Instrumentasi	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
19	Kepala Seksi Bengkel dan Konstruksi	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
20	Kepala Seksi Utilitas	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
21	Kepala Seksi Pemeliharaan Listrik	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
22	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
23	Kepala Seksi Administrasi	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000

24	Kepala Seksi Keuangan	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
25	Kepala Seksi Pemasaran	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
26	Kepala Seksi Distribusi dan Transportasi	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
27	Kepala Seksi Penelitian	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
28	Kepala Pengembangan	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
29	Kepala Seksi Kepegawaian	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
30	Kepala Seksi Pusdiklat	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
31	Kepala Seksi Humas	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
32	Kepala Seksi Kebersihan (HSE)	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
33	Kepala Seksi K3	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
34	Kepala Seksi Keamanan	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
35	Kepala Seksi Transportasi	Rp 5.160.000	Rp 61.920.000
36	Karyawan Persediaan Produksi	Rp 9.852.584	Rp 118.231.010
37	Karyawan Laboratorium R&D	Rp 13.793.618	Rp 165.523.413
38	Karyawan Pengendalian Proses	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615
36	Karyawan Evaluasi Proses	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615
37	Karyawan Mesin dan Instrumentasi	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615
38	Karyawan Bengkel dan Konstruksi	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615
39	Karyawan Utilitas	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615
40	Karyawan Pemeliharaan Listrik	Rp 15.764.135	Rp 189.169.615

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D



---

---

41	Karyawan Pengolahan Limbah	Rp 9.852.584	Rp 118.231.010
42	Karyawan Administrasi	Rp 7.882.067	Rp 94.584.808
43	Karyawan Keuangan	Rp 7.882.067	Rp 94.584.808
44	Karyawan Pemasaran	Rp 11.823.101	Rp 141.877.212
45	Karyawan Distribusi dan Transportasi	Rp 7.882.067	Rp 94.584.808
46	Karyawan Penelitian	Rp 5.911.550	Rp 70.938.606
46	Karyawan Pengembangan	Rp 5.911.550	Rp 70.938.606
47	Karyawan Kepegawaian	Rp 5.911.550	Rp 70.938.606
48	Karyawan Pusdiklat	Rp 5.911.550	Rp 70.938.606
49	Karyawan Humas	Rp 3.941.034	Rp 47.292.404
50	Petugas Kebersihan	Rp 19.705.168	Rp 236.462.019
51	Karyawan K3	Rp 7.882.067	Rp 94.584.808
52	Dokter	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000
53	Perawat	Rp 9.000.000	Rp 108.000.000
54	Petugas Keamanan	Rp 23.310.000	Rp 279.720.000
55	Supir	Rp 53.697.255	Rp 644.367.060
	<b>Total</b>	<b>Rp 292.692.654</b>	<b>Rp 6.881.935.473</b>

---

### 7.3.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan

---

---

Pabrik Etanol Nabati beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

a. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan harian yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

1. Hari Senin-Jum'at : Jam 08.00-16.00
2. Hari Sabtu : Jam 07.00-13.00

Jam istirahat :

1. Hari Senin-Kamis : Jam 12.00-13.00
2. Hari Jumat : Jam 11.00-13.00

b. Karyawan Shift/Ploog

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift antara lain seksi proses, sebagian seksi laboratorium, seksi pemeliharaan, seksi utilitas dan seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan produksi dan teknik :

1. Shift pagi : Jam 07.00 - 15.00
2. Shift siang : Jam 15.00 - 23.00
3. Shift malam : Jam 23.00 - 07.00

Karyawan Keamanan :

1. Shift pagi : Jam 06.00-14.00
2. Shift siang : Jam 14.00-22.00
3. Shift malam : Jam 22.00-06.00

Untuk karyawan shift ini akan dibagi dalam 4 regu di mana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Tabel 7.3 Shift kerja karyawan

Keterangan :

P = *Shift* pagi

M = *Shift* malam

S = *Shift* siang

L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan

Hari ke- Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L
2	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P
3	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S
4	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M

---

---

absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

#### **7.4 Kesejahteraan Karyawan**

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang seperti: tunjangan, fasilitas kesehatan, transportasi, koperasi, Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3), cuti, dan lain-lain.

##### **1. Tunjangan**

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

##### **2. Cuti**

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

##### **3. Pakaian kerja**

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

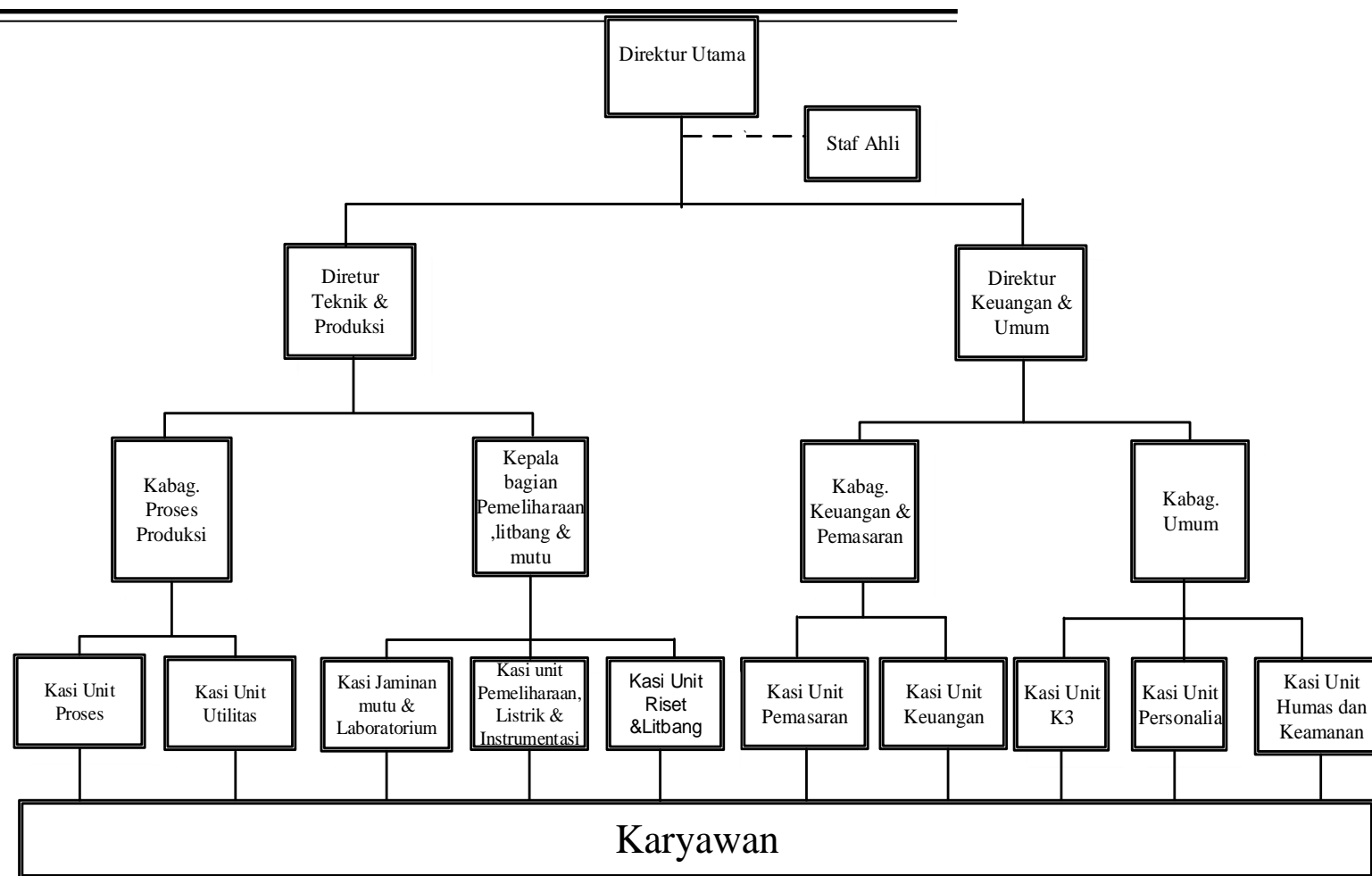
##### **4. Pengobatan**

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan.

#### 5. Jaminan Sosial Tenaga Kerja

Jaminan Sosial Tenaga Kerja adalah suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dan penghasilan yang hilang atau berkurang dan pelayanan sebagai akibat peristiwa atau keadaan yang dialami oleh tenaga kerja berupa kecelakaan kerja, sakit, hamil, bersalin, hari tua dan meninggal dunia. Ruang lingkup program jaminan sosial tenaga kerja meliputi (UU RI No.3, 1992).



Gambar 7.1 Struktur Organisasi

---

---

## 7.5 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dalam suatu perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selanjutnya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

### 7.5.1 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### 1. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik

Ada 3 alternatif yang bisa diambil, yaitu :

- 
- 1.) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - 2.) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya
  - 3.) Mencari daerah pemasaran lain.

## 2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

### a. Material/bahan baku

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

### b. Manusia/tenaga kerja

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar ketrampilan meningkat.

### c. Mesin/peralatan

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

## 7.5.2 Pengendalian Proses

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian kualitas



---

---

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian waktu

Untuk mencapai tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian bahan proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

## 7.6 Tata Letak (*LayOut*) Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan nilai praktis dan menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Perencanaan *lay out* pabrik meliputi perencanaan area penyimpanan, area proses dan *handling area*. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama yaitu:

1. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol.
  - a. Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi
  - b. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang dijual.

- 
2. Daerah proses merupakan daerah tempat-tempat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.
  3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
  4. Daerah utilitas merupakan daerah kegiatan penyediaan air, *steam* udara tekan dan listrik.

Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain:

1. Penyediaan bahan baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan, jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

2. Pemasaran

Asam akrilat merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh industri sebagai bahan baku utama, sehingga pendirian pabrik diusahakan dilakukan di kawasan industri.

3. Ketersediaan energi dan air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik baik untuk air proses, pendingin atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, laut atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik.

4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

5. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak didaerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat

diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi pabrik yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

6. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia, jika harga tanah amat tinggi maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain.

7. Fasilitas dan transportasi

8. Keamanan negara

Adapun luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti terlihat dalam tabel di bawah ini :

Tabel 7.3 Luas Bangunan Pabrik

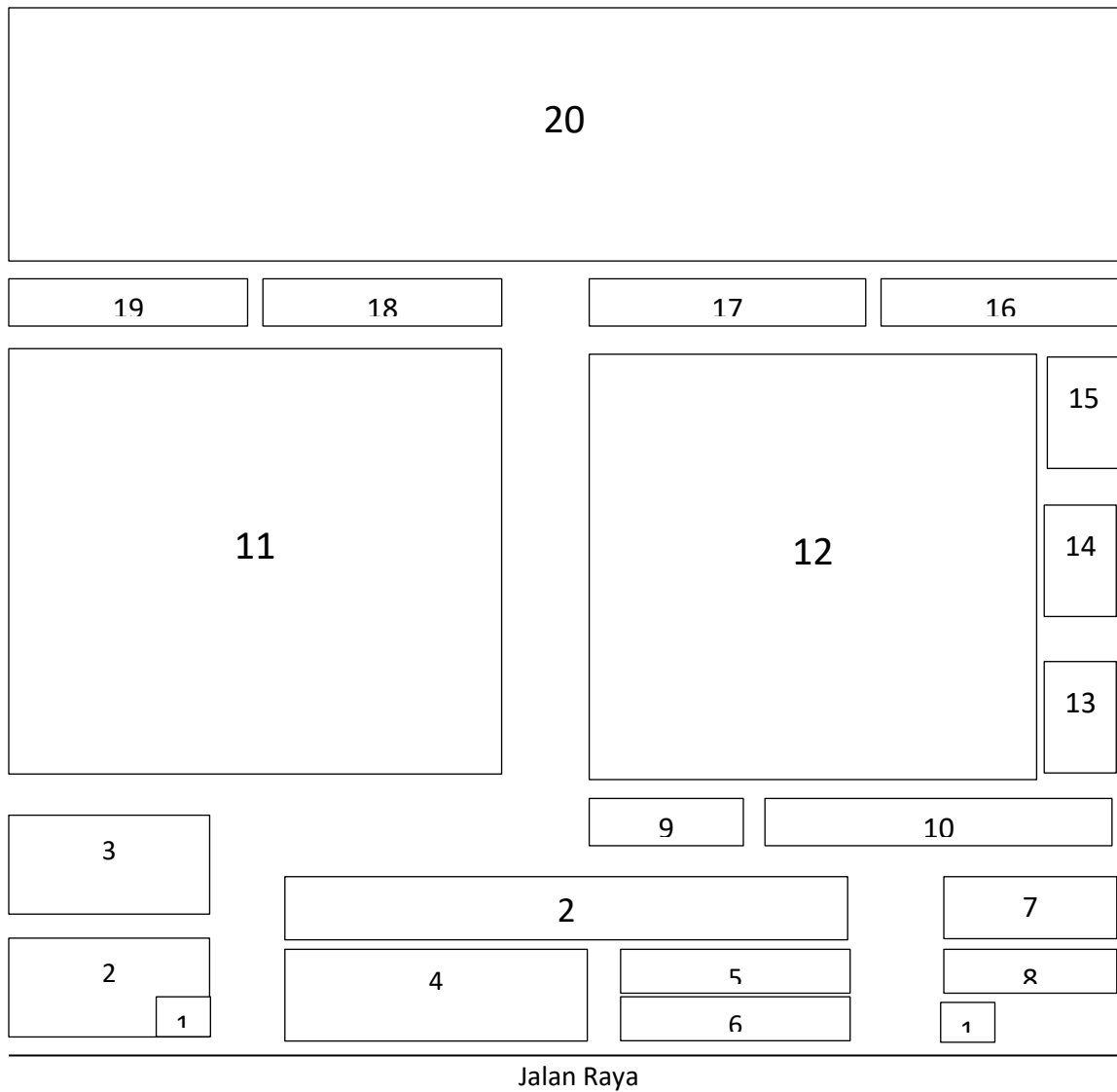
No	Kode Bangunan	Panjang x Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Kantor	20 x 12	240
2	Gedung pertemuan	20 x 10	200
3	Perpustakaan	8 x 6	48
4	Masjid	10 x 10	100
5	Kantin	10 x 10	100
6	Poliklinik	10 x 8	80
7	Pos keamanan	4 x 5	20
8	Tempat parkir	13 x 10	130
9	Pengolahan limbah	13 x 8	104
10	LAB	30 x 7	210
11	Ruang kontrol	30 x 7	210
12	Pemadam kebakaran	11 x 10	110
13	Utilitas	50 x 15	750
14	Area proses	50 x 20	1000

---

---

15	Bengkel	20 x12	240
16	Taman	10 x 6	60
17	Gudang	30 x 17	1020
18	Area perluasam	25 x 80	2000
19	Parkir truk	17 x 9	153
20	Jalan	150 x 8	1200
Total Luas bangunan			8145

---



Gambar 7.1 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

1. Pos Jaga
2. Area Parkir
3. Perpustakaan
4. Kantor
5. Gedung Serba Guna

- 
6. Taman
  7. Kantin
  8. Tempat Ibadah
  9. Poliklinik
  10. Ruang Kontrol
  11. Area Utilitas
  12. Area Proses
  13. Area Tanki
  14. Laboratorium
  15. Gudang
  16. Bengkel
  17. Area Tanki
  18. Gudang Bahan Baku
  19. Area Pengolahan Limbah
  20. Area Perluasan Pabrik

### **7.7 Tata Letak Peralatan**

Pengaturan tata letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan proses produksi dan distribusi dapat berjalan lancar. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah:

1. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

2. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan

---

---

keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 m atau lebih dan untuk untuk pemipaan pada permukaan tanah harus diatur agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

3. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing – masing alat agar dapat beroperasi dengan baik dengan distribusi utilitas yang mudah.

4. Operasi

Peralatan yang membutuhkan lebih dari satu operator harus diletakkan dekat dengan *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada heat exchanger yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap didalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

7. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

8. Lalu lintas manusia

Penempatan alat proses harus diatur sedemikian rupa sehingga pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah dan apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diatasi.

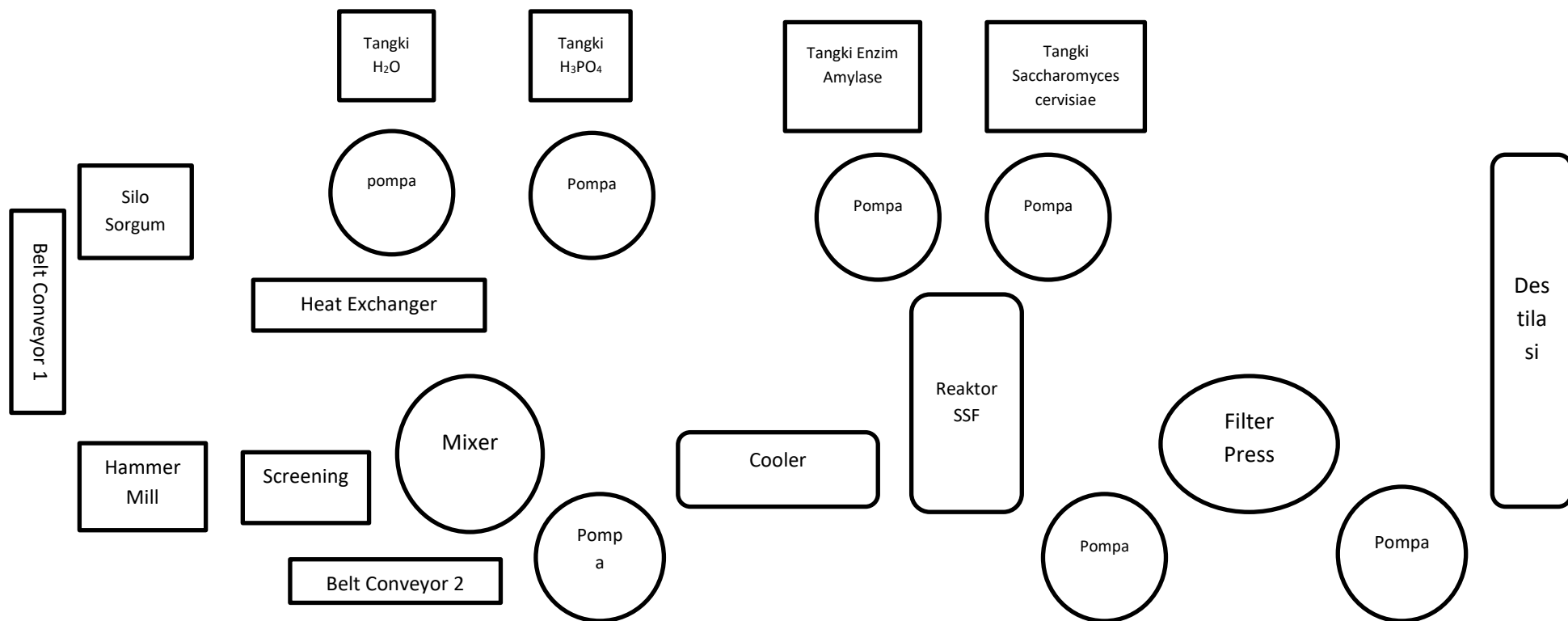
9. Aliran udara dan cahaya

Aliran udara didalam dan di sekitar alat proses perlu diperhatikan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Penerangan seluruh pabrik harus memadai terutama pada tempat proses yang berbahaya.

Tujuan perancangan tata letak alat-alat proses antara lain:

1. Kelancaran produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
3. Biaya material *handling* menjadi rendah sehingga urusan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
4. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja sehingga produktifitas meningkat.





Gambar 7.2 Tata Letak Pabrik

---

---

## BAB VIII

### EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
4. Analisis kelayakan
  - a. *Percent Return On Investment (ROI)*
  - b. *Pay Out Time (POT)*
  - c. *Break Even Point (BEP)*
  - d. *Shut Down Point (SDP)*
  - e. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Dasar Perhitungan :

Kapasitas produksi : 12.000 ton/tahun  
Pabrik beroperasi : 330 hari kerja  
Umur alat : 10 tahun  
Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 14.237,00  
Tahun evaluasi : 2020  
Upah buruh Indonesia : Rp 9.338,00/*man hour*

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi adalah 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2020. Di dalam analisis ekonomi harga-harga alat maupun harga-

harga lain diperhitungkan pada tahun analisis. Untuk mencari harga pada tahun analisis, maka dicari index pada tahun analisis.

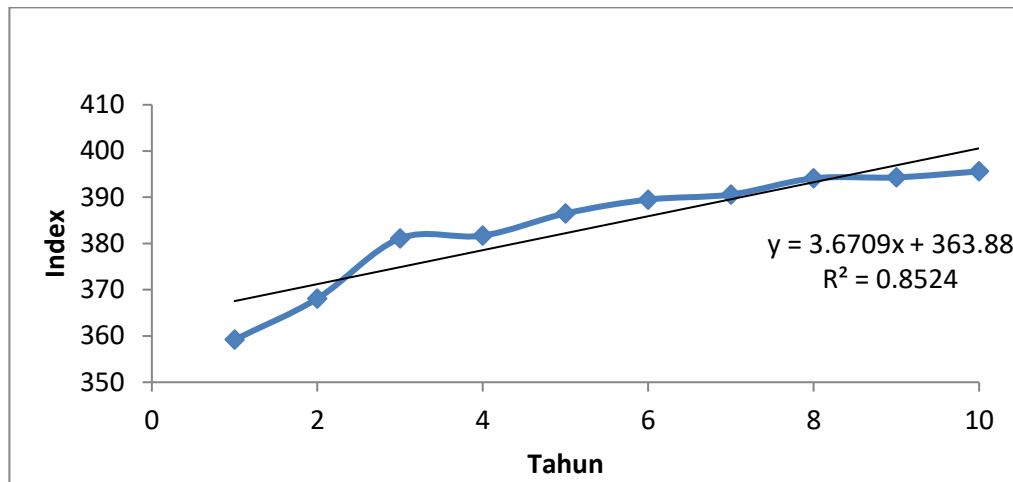
Asumsi kenaikan harga dianggap linier, dengan menggunakan program *excel* dapat dicari persamaan linier yaitu :

Tabel 8.1 *Cost index chemical plant*

Tahun	Tahun ke	Index
1993	1	359,20
1994	2	368,10
1995	3	381,10
1996	4	381,70
1997	5	386,50
1998	6	389,50
1999	7	390,60
2000	8	394,10
2001	9	394,30
2002	10	390,40

(Peters, 2003 hal 238 )

Dari table *cost index* tahun 1993-2002 diperoleh persamaan linear  $y = 3,387x + 364,9$ , maka dengan demikian dapat dicari *cost index* pada tahun 2022.



Gambar 8.1 Grafik hubungan tahun dengan *cost index*

Persamaan yang diperoleh adalah  $y = 3,6709x + 363,88$  dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga *index* pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2024 adalah :

$$\begin{aligned}
 y &= 3,6709x + 363,88 \\
 &= 481,34
 \end{aligned}$$

Harga alat diperhitungkan dengan :

$$\begin{aligned}
 &\frac{\text{Index 2024}}{\text{Index 2014}} \\
 &= 1,082
 \end{aligned}$$

## 8.1 Perhitungan Biaya

### A. Investasi Modal (*Capital Investment*).

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya.

#### 1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*).

Modal tetap adalah investmentasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya.

#### 2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*).

---

---

Modal kerja adalah bagian yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*).

*Manufacturing cost* merupakan jumlah dari semua biaya langsung, maupun tidak langsung dan biaya-biaya tetap yang timbul akibat pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* meliputi :

1. Biaya produksi langsung (*Direct cost*) adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.
2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect cost*) adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik.
3. Biaya tetap (*Fixed cost*) merupakan biaya yang tidak tergantung waktu maupun jumlah produksi, meliputi : depresiasi, pajak asuransi dan sewa.

#### C. Pengeluaran Umum (*General Expenses*).

*General expenses* meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost* .

#### D. Analisis Kelayakan.

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

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

*Percent Return On Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

---

---

Dimana :

Prb = ROI sebelum pajak

Pra = ROI sesudah pajak

Pb = keuntungan sebelum pajak

Pa = keuntungan sesudah pajak

If = *fixed capital investment*

### 2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

POT sebelum pajak :

$$POT = \frac{If}{Pb + 0,1 \times If}$$

POT setelah pajak :

$$POT = \frac{If}{Pa + 0,1 \times If}$$

Dimana :

Pb = keuntungan sebelum pajak

Pa = keuntungan sesudah pajak

If = *fixed capital investment*

### 3. Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* adalah titik impas di mana pabrik tidak mempunyai suatu keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dimana :

Sa = penjualan produk

Ra = *regulated cost*

$V_a = \text{variable cost}$

$F_a = \text{fixed manufacturing cost}$

#### 4. Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* adalah dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus ditutup .

$$SDP = \frac{0,3Ra}{S_a - V_a - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dimana :

$S_a = \text{penjualan produk}$

$R_a = \text{regulated cost}$

$V_a = \text{variable cost}$

## 8.2 Total Fixed Capital Investment

Tabel 8.2 *Total fixed capital investment*

FIXED CAPITAL INVESMENT	Rp
PEC	156.090.596.268,96
Isolasi	70.240.768.321,03
Instalasi	70.240.768.321,03
Pemipaan	58.686.089.727,87
Instrument	43.077.030.100,97
Listrik	14.048.153.664,21
Tanah + jalan	20.353.486.370,65
Bangunan	7.185.618.981,66
Pengembangan	3.694.500.000,00
Jumlah PPC	<b>443.617.011.756,36</b>
Engineering & construction 20%	133.085.103.526,91
Jumlah DPC	<b>576.702.115.283,27</b>

Contractor's fee 15%	115.340.423.056,65
Contingency 15%	86.505.317.292,49
<b>Jumlah FCI</b>	<b>778.547.855.632,42</b>

### 8.3 Working Capital

Tabel 8.3 Working capital

Working Capital (MODAL KERJA)			
Persediaan bahan baku	1/12 x bahan baku	Rp	20.412.984.796,94
Bhn baku dlm proses	0,5/330x manufacturing	Rp	1.011.894.222,48
Biaya sebelum terjual	1/12 x manufacturing	Rp	55.654.182.236,20
Persediaan uang	1/12 x manufacturing	Rp	55.654.182.236,20
	<b>WC(WORKING CAPITAL) =</b>	<b>Rp</b>	<b>132.733.243.491,82</b>
<b>JUMLAH =</b>			

### 8.4 Manufacturing Cost

Tabel 8.4 Manufacturing cost

Manufacturing Cost	Rp
Bahan Baku	244.955.817.563,29
Buruh(Labor)	6.881.935.473,46
Supervisi	1.032.290.321,02
Perawatan	38.927.392.781,62
Plant Suplies	5.839.108.917,24
Royalty	9.953.484.183,17
Utilitas	136.073.016.091,42
<b>Direct Manufacturing Cost</b>	<b>443.663.045.331,22</b>
Payroll	1.032.290.321,02
Laboratorium	1.032.290.321,02



Plant Overhead	4.129.161.284,08
Packed	116.782.178.344,86
<b>Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>122.975.920.270,98</b>
Depresiasi	77.854.785.563,24
Pajak	15.570.957.112,65
Asuransi	7.785.478.556,32
<b>Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>101.211.221.232,21</b>
<b>Manufacturing Cost</b>	<b>667.850.186.834,41</b>

### 8.5 General Expenses

Tabel 8.5 *General expenses*

General Expense			
Administrasi	5%MC	Rp	33.392.509.341,72
Distribution and marketing cost	10%MC	Rp	66.785.018.683,44
Finance	1%MC	Rp	6.678.501.868,34
Research and development cost	5%MC	Rp	33.392.509.341,72
<b>Total general</b>		Rp	<b>140.248.539.235,23</b>
<b>Expense =</b>			

### 8.6 Analisis Ekonomi

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya produksi} &= \text{manufacturing cost} + \text{general expenses} \\
 &= \text{Rp } 808.098.726.069,64
 \end{aligned}$$

Keuntungan :

$$\text{Harga jual (Sa)} = \text{Rp } 995.348.418.316,60$$

$$\text{Total cost} = \text{Rp } 872.897.358.372,15$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp } 122.451.059.944,44$$

Pajak 30% dari keuntungan = Rp 36.735.317.983,33

Keuntungan sesudah pajak = Rp 85.715.741.961,11

### 8.6.1 Return On Investment (ROI)

Salah satu cara yang paling umum untuk menganalisis keuntungan dari suatu pabrik baru adalah *percentreturn on investment* yaitu kecepatan tahunan dimana keuntungan-keuntungan akan mengembalikan investasi (modal). Dalam bentuk dasar ROI dapat didefinisikan sebagai rasio (perbandingan) yang dinyatakan dalam prosentase dari keuntungan tahunan dengan investasi modal.

ROI sebelum pajak :

$$\begin{aligned}
 Prb &= \frac{Pb}{If} \\
 &= \frac{122.451.059.944,44}{778.547.855.632,42} \times 100\% \\
 &= 15,728 \%
 \end{aligned}$$

ROI setelah pajak :

$$\begin{aligned}
 Pra &= \frac{Pa}{If} \\
 &= \frac{85.715.741.961,11}{778.547.855.632,42} \times 100\%
 \end{aligned}$$

Pr a = 11,010 %

### 8.6.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jangka waktu pengembalian modal yang ditanam berdasarkan keuntungan yang dicapai.

POT sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 POT &= \frac{If}{Pb + 0,1 \times If} \\
 &= \frac{778.547.855.632,42}{(122.451.059.944,44 + (0,1 \times 778.547.855.632,42))} \\
 &= 3,8868 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

POT setelah pajak

$$POT = \frac{If}{Pa + 0,1 \times If}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{778.547.855.632,42}{(85.715.741.961,11 + (0,1 \times 778.547.855.632,42))} \\
 &= 4,760 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

### 8.6.3 Break Even Point (BEP)

*Break even point* merupakan titik batas suatu pabrik dapat dikatakan tidak untung tidak rugi. Dengan kata lain, *break even point* merupakan kapasitas produksi yang menghasilkan harga jual sama dengan *total cost*.

Tabel 8.6 *Fixed cost*

Fixed Cost (Fa)	Rp
Depreciation	77.854.785.563,24
Pajak	15.570.957.122,65
Insurance	7.785.478.556,32
	101.211.221.232,21

Tabel 8.7 *Variable cost*

Variable cost (Va)	Rp
Bahan Baku	244.955.817.563,29
Royalty and Patent	9.953.484.183,17
Utilitas	133.580.261.720,85
Packaging and Shipping	116.782.178.344,86
	505.271.741.812,16

Tabel 8.8 *Regulated cost*

Regulateted Cost (Ra)	Rp
Labour	6.881.935.473,46
Maintenance	38.927.392.781,62
Plant Suplies	5.839.108.917,24
Labolatory	1.032.290.321,02

Payroll Overhead	1.032.290.321,02
Plant Overhead	4.129.161.284,08
General Expense	140.248.539.235,23
	198.090.718.333,67

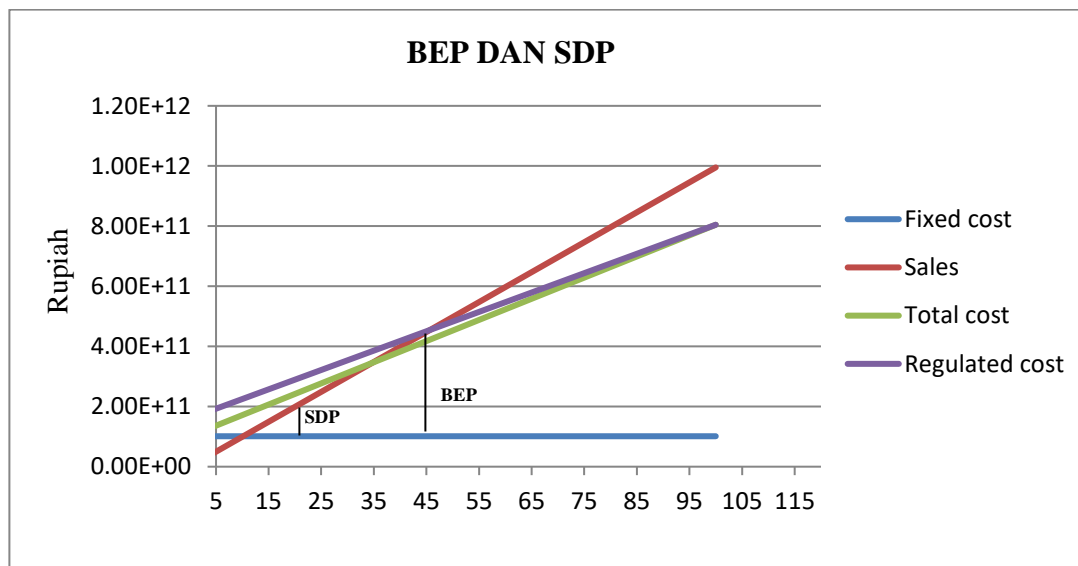
$$\begin{aligned}
 BEP &= \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\
 &= 45,712\%
 \end{aligned}$$

#### 8.6.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah suatu titik di mana pabrik merugi sebesar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$SDP = 16,911\%$$



Gambar 8.2 Grafik BEP dan SDP

#### 8.6.5 Interest Rate of Return (IRR)

---

---

*Interest Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

$$(FC + WC)(1 + i)^n - (SV + WC) = C(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1$$

Dimana :

C	: <i>Annual cost</i>	= Rp 185.861.941.085,35
SV	: <i>Salvage value</i> (harga tanah)	= Rp 73.156.418.968,62
WC	: <i>Working capital</i>	= Rp 136.449.659.605,09
FC	: <i>Fixed capital</i>	= Rp 731.564.189.686,23
Dengan <i>trial and error</i> diperoleh i		= 7,875 %

## BAB IX

### KESIMPULAN

Pabrik Etanol Nabati secara batch dengan kapasitas 12.000 ton/tahun setelah dilakukan perancangan awal, baik dari segi teknik maupun segi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki resiko yang sedang serta layak dan menarik untuk didirikan, karena memiliki analisis perekonomian yang relative baik yaitu:

Tabel 9.1. Analisis kelayakan ekonomi

No.	Analisis kelayakan	Kriteria	Hasil perhitungan
1	Laba sebelum pajak		122.451.059.944,44
	Laba sesudah pajak		85.715.741.961,11
2	ROI sebelum pajak	Minimum 11%	15,728 %
	ROI sesudah pajak		11,010%
3	POT sebelum pajak	Maksimum 5 tahun	3,8868
	POT sesudah pajak		4,760
4	BEP	40%-60%	45,712%
5	SDP		16,911%
6	DCF		7,875%

## DAFTAR PUSTAKA

- 
- Badan Pusat Statistik, “Statistik Perdagangan Luar Negeri”. Jakarta [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id).
- Badan Standar Nasional Indonesia. SNI : SNI 3565:2009
- Banon rustiaty. Jurnal Teknologi & Industri Hasil Pertanian Vol.23 No.2. 2018
- Brownell, E.L and Edwin H.Young. *Equipment Design*. New York: John Willet and Son’s,inc.
- Dicko, M.H., H. Gruppen, A.S. Traore, A.G.J. Voragen, and W.J.H. Van Berkel. 2006. Sorghum grain as human food in Africa, relevance of content of starch and amylase activities. *African Journal of Biotechnology* 5(5):384-395.
- FSD (Food Security Departement). 2003. Sorghum: post-harvest operations. <http://www.fao.org/inpho/compend/text/ch07.htm>.
- Kiff *et al.* 1983. *Production of Ethanol from Acetic Acid*. United States Patent. (11) 4, 421, 939.
- Kirk & Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology* Vol 9, 1967
- Kern, D.Q. 1965. “Process Heat Transfer”, International Student Edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo.
- McCabe, W., Smith, J.C., and Harriot, P., 1993, “Unit Operation of Chemical Engineering”, McGraw Hill Book, Co., United States of America.
- Modeling Bioreactors*”, R. Miller & M.Melick, *Chemical Engineering Feb. 16, p. 113*, 1987
- Nurdyastuti, I “Prospek Pengembangan Bio-fuel Sebagai substitusi Bahan Bakar Minyak”
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1999. *Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*. 7th edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Perry’s.2008. *Chemical Engineer’s Handbook*, Ed. 8 th.Mc Graw Hill Book Company : London
- Peters, M., and Timmerhausm K. 2003. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering 5th edition*. New York: Mc Graw Hill International Book Company Inc.
- PT. Molindo Raya Industrial diakses pada 17 Desember 2019.

- Reddy, B.V.S., S. Ramesh, S.T. Borikar, and H. Sahib. 2007. ICRISAT-Indian NARS partnership sorghum improvement research: strategies and impacts. *Current Science* 92 (7):909-915.
- Stanbury et al. 2003. *Principles of Fermentation Technology*. Butterworth Heinemann; Oxford, UK.
- Steinkraus, K.H. 2002. Fermentation in World Food Processing *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*. 1:23-32
- Suarni dan I.U. Firmansyah. 2005. Potensi Sorgum Varietas Unggul Sebagai Bahan pangan untuk menunjang argoindustri. *Prosiding Lokakarya Nasional BPTP Lampung, Universitas Lampung*. Bandar Lampung.
- Treyball, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation*. 3rd Edition. Mc Graw Hill Book Company Inc. Singapore
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Company. New York
- UN Data. [www.data.un.org](http://www.data.un.org)

## LAMPIRAN

### 1. Perancangan Mixer



---

---

Fungsi : Mencampurkan tepung sorgum dengan air dan asam fosfat  
Type : Silinder vertical dengan head dan bottom berbentuk torispherical

Bahan Konstruksi: *Bahan stainless steell plate SA-167 type 304*

Kondisi Operasi : T = 110 °C dan P = 1 atm

Menghitung Viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws, 1999 hal 501})$$

$$T \text{ masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar} = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383,15 \text{ K}$$

Arus 3

$$\rho \text{ campuran} = 1,4883 \quad \text{kg/L}$$

$$C_p \text{ campuran} = 8,6921 \quad \text{J/mol.K}$$

$$F_v \text{ campuran} = 3.190,0387 \quad \text{L/jam}$$

Arus 5

$$\rho \text{ campuran} = 0,9832 \quad \text{kg/L}$$

$$C_p \text{ campuran} = 6.399,8821 \quad \text{J/mol.K}$$

$$F_v \text{ campuran} = 11.295,6508 \quad \text{L/jam}$$

Arus 6

$$\rho \text{ campuran} = 1,793 \quad \text{kg/L}$$

$$C_p \text{ campuran} = 221,5 \quad \text{J/mol.K}$$

$$F_v \text{ campuran} = 82,5869 \quad \text{L/jam}$$

Arus 7

$$\rho \text{ campuran} = 1,0976 \quad \text{kg/L}$$

$$C_p \text{ campuran} = 4.826,1465 \quad \text{J/mol.K}$$

$$F_v \text{ campuran} = 13.625,578 \quad \text{L/jam}$$

### Perancangan Dimensi Tangki

Total rate volumetrik : 13.625,578 L/jam

p campuran : 1,0976 kg/L = 1.097,635 kg/m<sup>3</sup>

waktu tinggal : 0,5 jam

direncanakan digunakan 1 tangki, sehingga volume tangki 13.625,578 L/jam

Asumsi volume bahan mengisi 80%, sehingga ruang kosong 20%

Over design : 20%

Volume tangki : Total Fv / 80%

Volume tangki : 16350,6940 L/jam = 16,3506 m<sup>3</sup>/jam

Bentuk tangki yang dipilih adalah tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan :

1. Tekanan operasi 1 atm
2. Tekanan hidrostatik tidak terlalu besar
3. Perlu adanya baffle untuk mengurangi arus putar dan mencegah vortex

### Perhitungan Dimensi Tangki

Perbandingan diameter dan tinggi mixer adalah 1:1 (Brownell,1959 hal 43) karena jika digunakan tinggi yang berlebih akan menyebabkan tekanan hidrostatiknya semakin tinggi

Jenis  $\frac{V}{4} \times D^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D^3$  : Silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk torispherical

Volume tangki  $D = \sqrt[3]{\frac{V \times 4}{\pi}}$  :

Sehingga , D = H : 2,7514 m = 108,3230 in

V head

2 x (V dish + V sf)

Dimana,

V dish : 0,000049 D<sup>3</sup> (brownell halaman 88)

$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{50}{144}$  : 0,0205 ft<sup>3</sup>

V sf :

$$: 10,6609 \text{ ft}^3$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 V \text{ head} &= 2 \times (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}}) \\
 &= 21,3246 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,6039 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ mixer} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{head}} \\
 &= 16,3506 + 0,6039 \\
 &= 16,9546 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bottom} &= 0,5 \times \text{volume head} \\
 &= 0,3019 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan dalam shell} &= \text{volume shell} - \text{volume bottom} \\
 &= 16,0487 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan dalam shell} &= (4 \times 8,7420) / (3,14 \times 2,23462) \\
 &= 2,7 \text{ m} \\
 &= 8,8602 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter shell} &: 2,7514 \text{ m} \\
 \text{Tinggi shell} &: 2,7514 \text{ m} \\
 \text{Volume shell} &: 16,3506 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume head} &: 0,6039 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume mixer} &: 16,9546 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Shell

Dirancang menggunakan *stainless steel 403*

$$ts = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

(Pers 13.1 Brownell and Young 1959)

Dengan :

$$\begin{aligned}
 ts &: \text{tebal shell (in)} \\
 r &: \text{jari - jari} = 0,5 \\
 \text{Diameter} &: 0,5 \times 108,3231 = 54,1615 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- E : efisiensi pengelasan = 0,850  
 C : faktor korosi 0,125  
 F : tegangan yang diijinkan 18750 psi (Brownell halaman 342)  
 P operasi : 14,7 psi  
 P desain : 1,1 x P operasi = 16,17 psi  
 P dalam mixer : 16,17 psi

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \\
 Ts &= \\
 &= 0,1799 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal standart 3/16 in atau 0,1875 in.

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Jenis head yang dipilih adalah : Torispherical dengan alasan cocok untuk tangki silinder dan horizontal dan tekanan 15-200 psi sangat cocok

$$\begin{aligned}
 P &= P \text{ desain} - P \text{ udara luar} \\
 &= 1,47 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \text{ ts} \\
 &= 108,3230 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 108,6830 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5-7 Brownell hal 90

$$\text{OD} : 108 \text{ in} \qquad \text{icr} : 6,5 \text{ in} \qquad r : 102 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{r}{w} &= \frac{3 \cdot P \cdot r}{\sqrt{icr}} \\
 &= 0,8131 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{th} = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C$$

(Pers 7.77 Brownell n Young 1959 )

Dimana,

$$P : 1,47 \text{ psi}$$

$$r : 90 \text{ in}$$

$$w : 0,8118 \text{ in}$$

$$w : 0,8118 \text{ in}$$

$$f : 18750 \text{ psi}$$

$$E : 0,85$$

$$C : 0,125$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \cdot E \cdot w}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C \\
 &= 0,1670 \text{ in}
 \end{aligned}$$

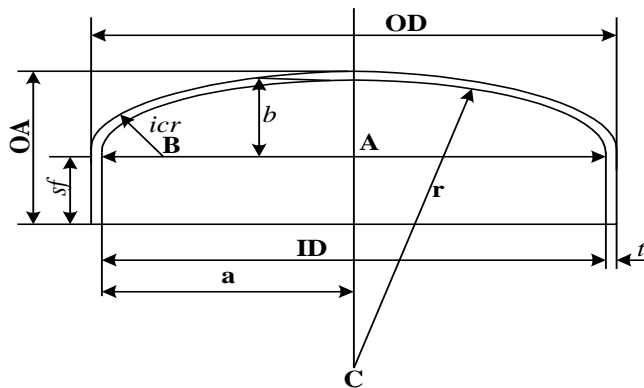
Dipakai tebal standar Brownell hal 350 adalah 3/16 in : 0,1875 in

: 0,0048 m

Menentukan Tinggi Mixer Total

Untuk th = 3/16 in dari Tabel 5.6 Brownell n Young hal 88, diperoleh sf = 1,5-2

Diambil sf = 2



Keterangan :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

Th = tebal head

r = jari – jari head

icr = jari jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight fla

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - (2 \times ts) \\
 &= 108 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 107,625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= ID/2 \\
 &= 107,625 : 2
 \end{aligned}$$

$$= 53,8125 \text{ (jari – jari dalam shell)}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 53,8125 - 6,5 \\ &= 47,3125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 102 - 6,5 \\ &= 95,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= (95,5^2 - 47,3125^2)^{1/2} \\ &= 82,9564 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 102 - 82,9564 \\ &= 19,0435 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total head total (OA)} &= sf + b + th \\ &= 21,2310 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi mixer total} &= 2 \times \text{tinggi head total} + \text{tinggi shell} \\ &= 1,0785 + 2,7514 \\ &= 3,8299 \text{ m} \\ &= 150,7853 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah dan Jenis Pengaduk

Dipilih : Turbin karena

1. Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas
2. Pencampuran sangat baik
3. Menimbulkan arus yang sangat deras dikeseluruhan tangki

(Ludwig, 1991 Volume I)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan alasan :

1. Mempunyai efisiensi yang besar untuk pencampuran

2. Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
3. Pencampuran sangat baik

Perbandingan ukuran secara umum:

$$D_i/D_R = 1/3$$

$$E/D_i = 1$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_R/10$$

Diameter mixer ( $D_R$ ) : 2,7514 m

Diameter pengaduk ( $D_i$ ) : 0,9171 m

Tinggi pengaduk ( $W$ ) : 0,1834 m

Lebar pengaduk ( $L$ ) : 0,2293 m

Lebar Baffle ( $B$ ) : 0,2751 m

Menghitung jumlah impeller (pengaduk)

WELH adalah Water Equivalen Liquid High

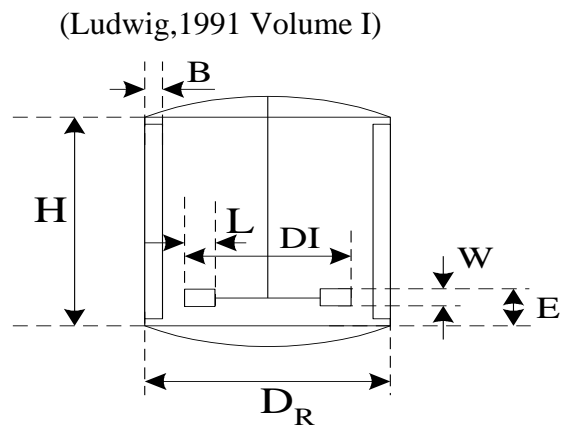
$$\begin{aligned}
 \text{WELH} &= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \\
 &= 2,7006 \times \frac{1097,6359}{995,68} \\
 &= 2,9771 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah impeller} &= \text{WELH} / D \\
 &= 2,9771 / 2,7514 \\
 &= 1,0820 \\
 &= 2
 \end{aligned}$$

Putaran pengaduk

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \cdot D_i / 0,3048} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot D_i}} \\
 &= 80,9039 \text{ rpm} \\
 &= 1,3483 \text{ rps} \\
 N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu_m}
 \end{aligned}$$

(Rase, 1977 hal 345)



Bilangan Re

$$= 81,4359$$

Dari grafik 8.8 Rase H.F dengan  $N_{Re} = 2184661$  didapatkan  $N_p = P_o = 5,5$

$$P = \frac{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g_c}$$

$$= 11,6989 \text{ Hp (Efisiensi motor} = 83\% \text{ (Fig 14.38 Peters hal 521))}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} = 3,523 \text{ Hp}$$

Over design 10% = 3,876 Hp

Dipilih power standart 4,6 Hp

## 2. Perancangan Silo Bji Sorgum

Fungsi : menyimpan bahan baku batuan fosfat

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki : Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30 °C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

1. Tahan lama dan tahan korosi
2. Memiliki kekerasan dan kekuatan yang tinggi (Brownell, hal 342)

NM ARUS 1

Kondisi operasi : T = 30 °C

: P = 1 atm



Komponen	INPUT	$\rho$	Fraksi	$\rho \cdot x$
	Kg/jam	Kg/m <sup>3</sup>	x	
Biji sorgum	3.807,0723	1500	1	1500
H <sub>2</sub> O	89,7289	997,045	1	997,045
Total	3.896,8013	2497,045		2497,045

Menentukan  $\rho$  campuran

$$\rho \text{ campuran} = 2497,0450 \text{ kg/m}^3 = 155,8905 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 1,5606 \text{ m}^3/\text{jam} = 55,1109 \text{ cuft/jam}$$

Menentukan kapasitas tangki

$$\text{Lama penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{9.258,6294}{2} \\ &= 4629,3147 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Overdesign 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} + 20\% &= 5555,1777 \text{ cuft} \text{ (} < 71354 \text{ cuft termasuk small tank)} \\ &= 157,3050 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi tangki

Menghitung tinggi dan diameter tangki

$$H = D \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Rumus small tank :

$$\begin{aligned} D &= 19,1989 \text{ ft} \\ &= 230,3867 \text{ in} \\ &= 5,85 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 19,1989 \text{ ft} \\ &= 230,3867 \text{ in} \\ &= 5,85 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan design pada tangki

**Penentuan tekanan design pada tangki :**

$$P_B = \frac{\rho_B (g / gc)}{2\mu' k'} [1 - e^{-2\mu' k' Z_T / r}] \quad [\text{Mc.Cabe, pers 26-24}]$$

dimana ;  $P_B$  = tekanan vertikal dasar bejana

$\rho_B$  = bulk densitas bahan, lb/cuft

$\mu'$  = koefisien gesek = 0,35 – 0,55 diambil 0,45 [Mc.Cabe, hal 299]

$k'$  = ratio tekanan normal

$$k' = \frac{1 - \sin \alpha}{1 + \sin \alpha} = 0,334 \quad (\text{sudut} = 30^\circ)$$

$Z_T$  = tinggi total material dalam tangki = 54 x 80% = 43 ft

$r$  = jari-jari bin =  $\frac{1}{2}$  x 18 = 9,0 ft

Dimana :

$$\begin{aligned} Z_T &= H \times 80\% \\ &= 15,3591 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\mu = 0,4500$$

$$k = 0,4330$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} P_B &= 2118,1969 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 14,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan lateral [Mc.Cabe, hal 302]

$$\begin{aligned} P_L &= k.P_B \\ &= 0,4330 \times 14,70 \\ &= 4,9130 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P_B + P_L \\ &= 14,70 + 4,9130 \\ &= 19,6227 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design } 10\% &= 19,6227 \times 110\% \\ &= 21,585 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung tebal minimum shell

**Menentukan tebal minimum shell :**

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + C \quad [\text{Brownell, pers.13-1, hal.254}]$$

dengan :

- $t_{\min}$  = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki ; psi
- $r_i$  = jari-jari tangki ; in (  $\frac{1}{2}$  D )
- C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316

Dimana :

Densitas cairan = 2497,04 kg/m<sup>3</sup>

= 155,91 lb/ft<sup>3</sup>

Efisiensi pengelasan = 0,8500

Faktor korosi = 0,1250

Tegangan diizinkan = 35000 psi

D = 230,38 in

r = 114,193 in

Sehingga :

tebal shell = 0,2086 in

dirancang = 0,25

= 0,00635 m

Menghitung tutup bawah , conis

$$\text{Tebal conical} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C \quad [\text{Brownell, hal.118; ASME Code}]$$

dengan  $\alpha = \frac{1}{2}$  sudut conis =  $30^\circ/2 = 15^\circ$

Dimana :

P = 21,585 psi

D = 230,38 in

$2 \cos \alpha$  = 0,3085

F = 35000 psi

E = 0,8500

Sehingga :

Tebal conical = 0,6671 in

Dirancang = 0,75 in

Menghitung tinggi conical

$$h = \frac{\text{tg } \alpha \times (D - m)}{2} \quad [\text{Hesse, pers.4-17}]$$

Keterangan :  $\alpha$  =  $\frac{1}{2}$  sudut conis ;  $15^\circ$   
 $D$  = diameter tangki ; ft  
 $m$  = flat spot center ; 12 in = 1 ft

Dimana :

$\alpha$  =  $15^\circ$

$\tan \alpha$  = 0,268

$D$  = 19,1989

$m$  = 1 ft

Sehingga :

$h$  = 2,4387 ft

= 0,7433 m

Spesifikasi

Volume = 5555,1777 cuft

Diameter = 19,1989 ft

Tinggi = 19,19897 ft

Tekanan = 1 atm

Suhu =  $30^\circ\text{C}$

Tebal shell = 0,2086 in

Tebal tutup atas = 0,6671 in

Tebal tutup bawah = 0,6671 in

Tinggi conical = 2,4387 ft

### 3. Perancangan Tangki H<sub>2</sub>O

Fungsi : Menyimpan bahan baku air proses

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki :

Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

1. Bahan yang disimpan adalah asam kuat
2. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Dari arus 1 diketahui :

$$\rho \text{ campuran} = 997,045 \text{ kg/m}^3 = 62,2455 \text{ lb/cuft}$$

$$Fv \text{ campuran} = 11,1388 \text{ m}^3/\text{jam} = 393,3633 \text{ cuft/jam}$$

Menentukan kapasitas tangki

$$\text{Lama penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{66085,0424}{2} \\ &= 33042,5212 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Overdesign 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} + 20\% &= 39651,0254 \text{ cuft} \text{ ( < 71354 cuft termasuk small tank)} \\ &= 114,014 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi tangki

Menghitung tinggi dan diameter tangki

$$D = 1/2 \sqrt{4V}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Rumus small tank :

$$D = 36,9654 \text{ ft}$$

$$= 443,5843 \text{ in}$$

$$= 11,26 \text{ m}$$

$$H = 13,862 \text{ ft}$$

$$= 166,3441 \text{ in}$$

$$= 4,2251 \text{ m}$$

Menentukan tinggi cairan tangki

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutupan.

$$\begin{aligned}
 H \text{ larutan} &= \frac{\text{volume larutan dalam tangki}}{1/4\pi D^2} \\
 &= \frac{33042,5212}{1256} \\
 &= 26,3077 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal Plat Shell

$$T_s = \frac{\rho (H-1) x D}{288 x f x E} + C$$

Dimana :

$$E \text{ (Efisiensi pengelasan)} = 0,8$$

$$C \text{ (Faktor korosi)} = 0,125$$

$$f \text{ (Tegangan diijinkan)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\rho = 22,495$$

$$T_s = \frac{42411,6}{4320000} + 0,125$$

$$= 0,1348 \text{ in}$$

Digunakan standar 0,25 in

Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times (\text{g/gc}) \times H \text{ cairan}$$

$$= 11,3714 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 0,078 \text{ psi}$$

$$= 0,053 \text{ atm}$$

tekanan design 5-10 % diatas tekanan abs

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\
 &= 2,1288 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Tebal *conical head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 Th &= \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd))} + C \\
 &= (1251,4288/27827,0919) + 0,125 \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standart 0,1875 in

Tinggi conis

Tinggi *Conical Head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\tan \theta = Hh/0,5D$$

$$0,4009 = Hh/20$$

$$Hh = 8,0176 \text{ ft}$$

$$= 2,4438 \text{ m}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\text{Total tinggi tangki} = H_{\text{tutup}} + H_{\text{tangki}}$$

$$= 8,0176 + 13,8620$$

$$= 21,8796 \text{ ft}$$

$$= 6,6689 \text{ m}$$

Spesifikasi

$$\text{Volume} = 1122,7909 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter} = 11,23 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 8,06 \text{ m}$$

#### 4. Perancangan Tangki H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

Fungsi : Menyimpan bahan baku air proses

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki :

Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

1. Bahan yang disimpan adalah asam kuat
2. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Dari arus 1 diketahui :

$$\rho \text{ campuran} = 1793 \text{ kg/m}^3 = 111,9370 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 0,0826 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,9165 \text{ cuft/jam}$$

Menentukan kapasitas tangki

$$\text{Lama penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{489,9777}{1} \\ &= 489,9777 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Overdesign 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} + 20\% &= 587,9733 \text{ cuft} (< 71354 \text{ cuft termasuk small tank}) \\ &= 16,6495 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi tangki:

Menghitung tinggi dan diameter tangki  $D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$

$$D = 1/2H$$

Rumus small tank :

$$D = 9,0816 \text{ ft}$$



$$= 108,9793 \text{ in}$$

$$= 2,7681 \text{ m}$$

$$H = 3,4056 \text{ ft}$$

$$= 40,8672 \text{ in}$$

$$= 1,0380 \text{ m}$$

Menentukan tinggi cairan tangki

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup.

$$\begin{aligned}
 H \text{ larutan} &= \frac{\text{volume larutan dalam tangki}}{1/4\pi D^2} \\
 &= \frac{489,9777}{78,5} \\
 &= 6,2418 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal Plat Shell

$$T_s = \frac{\rho (H - 1) \times D}{288 \times f \times E} + C$$

Dimana :

$$E \text{ (Efisiensi pengelasan)} = 0,8$$

$$C \text{ (Faktor korosi)} = 0,125$$

$$f \text{ (Tegangan diijinkan)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\rho = 22,495$$

$$\begin{aligned}
 T_s &= \frac{6860,7}{4320000} + 0,125 \\
 &= 0,1266 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan standar 0,1875 in

Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times (\text{g/gc}) \times H \text{ cairan}$$

$$= 4,8518 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 0,078 \text{ psi}$$

$$= 0,053 \text{ atm}$$

tekanan design 5-10 % diatas tekanan abs

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1,1 \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}) \\ &= 23,4622 \text{ atm} \end{aligned}$$

Tebal *conical head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} Th &= \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd))} + C \\ &= (234,6217/29855,8408) + 0,125 \\ &= 0,1329 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standart 0,1875 in

Tinggi conis

Tinggi *Conical Head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\begin{aligned} \tan \theta &= Hh/0,5D \\ 0,0934 &= Hh/5 \\ Hh &= 0,4671 \text{ ft} \\ &= 0,1424 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi tangki} &= H \text{ tutup} + H \text{ tangki} \\ &= 0,4671 + 3,4056 \\ &= 3,8727 \text{ ft} \\ &= 1,1804 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 6,6495 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter} &= 2,7681 \text{ m} \\ \text{Tebal shell} &= 0,2 \text{ in} \\ \text{Tebal tutup atas} &= 0,1875 \text{ in} \\ \text{Tinggi tangki} &= 3,8727 \text{ m} \end{aligned}$$

---

---

## 5. Tangki Enzim Amylase

Fungsi : Menyimpan bahan baku air proses

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki :

Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

1. Bahan yang disimpan adalah asam kuat
2. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Dari arus 1 diketahui :

$$\rho \text{ campuran} = 625,0 \text{ kg/m}^3 = 39,0188 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 1,4734 \text{ m}^3/\text{jam} = 52,0328 \text{ cuft/jam}$$

Menentukan kapasitas tangki

$$\text{Lama penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{8741,5161}{1} \\ &= 8741,5161 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Overdesign 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} + 20\% &= 10489,8193 \text{ cuft} \text{ ( < 71354 cuft termasuk small } \\ &\text{ tank)} \end{aligned}$$

$$= 297,0383 \text{ m}^3$$

Menghitung dimensi tangki

Menghitung tinggi dan diameter tangki

$$D=1/2H$$

$$\text{Rumus small tank : } D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} D &= 23,7301 \text{ ft} \\ &= 284,7611 \text{ in} \\ &= 7,2329 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 8,8988 \text{ ft} \\ &= 106,7854 \text{ in} \\ &= 2,7123 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan tangki

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutupan.

$$\begin{aligned} H \text{ larutan} &= \frac{\text{volume larutan dalam tangki}}{1/4\pi D^2} \\ &= \frac{8741,5161}{490,6250} \\ &= 17,8171 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung tebal Plat Shell

$$T_s = \frac{\rho (H-1) x D}{288 x f x E} + C$$

Dimana :

$$E \text{ (Efisiensi pengelasan)} = 0,8$$

$$C \text{ (Faktor korosi)} = 0,125$$

$$f \text{ (Tegangan diijinkan)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\rho = 22,495$$

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{17151,75}{4320000} + 0,125 \\ &= 0,1290 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan standar 0,1875 in

Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times (\text{g/gc}) \times H \text{ cairan}$$

$$= 9,6553 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 0,078 \text{ psi}$$

$$= 0,053 \text{ atm}$$

tekanan design 5-10 % diatas tekanan abs

$$P \text{ design} = 1,1 \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis})$$

$$= 29,2263 \text{ atm}$$

Tebal *conical head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 T_h &= \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd))} + C \\
 &= (730,6578/29159,9391) + 0,125 \\
 &= 0,1501 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standart 0,1875 in

Tinggi conis

Tinggi *Conical Head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\tan \theta = H_h/0,5D$$

$$0,4009 = H_h/12,5$$

$$H_h = 2,9889 \text{ ft}$$

$$= 0,9110 \text{ m}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\text{Total tinggi tangki} = H \text{ tutup} + H \text{ tangki}$$

$$= 2,9889 + 8,8988$$

$$= 11,8877 \text{ ft}$$

$$= 3,6234 \text{ m}$$

Spesifikasi

$$\text{Volume} = 297,0383 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter} = 23,7301 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 3,6234 \text{ m}$$

## 6. Tangki *Saccharomyces cerevisiae*

Fungsi : Menyimpan bahan baku air proses

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki :

Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

1. Bahan yang disimpan adalah asam kuat
2. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Dari arus 1 diketahui :

$$\rho \text{ campuran} = 997,2552 \text{ kg/m}^3 = 9,8026 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 6,3511 \text{ m}^3/\text{jam} = 224,2884 \text{ cuft/jam}$$

Menentukan kapasitas tangki

Lama penyimpanan = 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{37680,4556}{1} \\ &= 37680,4556 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Overdesign 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} + 20\% &= 45216,5468 \text{ cuft} \text{ ( < 71354 cuft termasuk small } \\ \text{tank)} & \end{aligned}$$

$$= 1280,3888 \text{ m}^3$$

Menghitung dimensi tangki

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Menghitung tinggi dan diameter tangki

$$D=1/2H$$

Rumus small tank :

$$\begin{aligned}
 D &= 38,6197\text{ft} \\
 &= 463,4368\text{ in} \\
 &= 11,7713\text{ m} \\
 H &= 13,862\text{ ft} \\
 &= 166,3441\text{ in} \\
 &= 4,2251\text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan tangki

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutupan.

$$\begin{aligned}
 H \text{ larutan} &= \frac{\text{volume larutan dalam tangki}}{1/4\pi D^2} \\
 &= \frac{37680,4556}{1256} \\
 &= 30,0004\text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal Plat Shell

$$T_s = \frac{\rho (H-1) x D}{288 x f x E} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 E \text{ (Efisiensi pengelasan)} &= 0,8 \\
 C \text{ (Faktor korosi)} &= 0,125 \\
 f \text{ (Tegangan diijinkan)} &= 18750\text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\rho = 22,495$$

$$\begin{aligned}
 T_s &= \frac{42411,6}{4320000} + 0,125 \\
 &= 0,1348\text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan standar 0,25 in

Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1\text{ atm}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times (\text{g/gc}) \times H \text{ cairan}$$

$$= 10,2110 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 0,078 \text{ psi}$$

$$= 0,053 \text{ atm}$$

tekanan design 5-10 % diatas tekanan abs

$$P \text{ design} = 1,1 \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik})$$

$$= 29,89 \text{ atm}$$

Tebal *conical head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$T_h = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd))} + C$$

$$= (1195,7282/27827,9274) + 0,125$$

$$= 0,1680 \text{ in}$$

Dipilih tebal standart 0,1875 in

Tinggi conis

Tinggi *Conical Head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\tan \theta = Hh/0,5D$$

$$0,4009 = Hh/20$$

$$Hh = 8,0176 \text{ ft}$$

$$= 2,4438 \text{ m}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\text{Total tinggi tangki} = H \text{ tutup} + H \text{ tangki}$$

$$= 8,0176 + 13,8620$$

$$= 21,8796 \text{ ft}$$

$$= 6,6689 \text{ m}$$

Spesifikasi

$$\text{Volume} = 1280,388 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter} = 38,619 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = 0,1875 \text{ in}$$



Tinggi tangki = 6,85 m

## 7. Reaktor

Kondisi Operasi :

Temperatur	= 30°C	
Tekanan	= 1 atm	
Laju alir massa	= 16.815,775 kg/jam	
Densitas sampah	= 300 kg/jam	(sudrajat,2002)
Faktor keamanan	= 20%	

Design tangki

### a. Volume tangki

Laju alir volumetrik (Q) = 1.345,262 kg/jam

Volume tangki,  $V_t$  = 1.614,314 m<sup>3</sup>

### b. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter,  $H_s : D = 1H_s : 1d$

Direncanakan perbandingan tinggi head dengan diameter,  $H_h : D = 1H_h : 4d$

Dimana :

$H_s$ : Tinggi shell

$H_h$ : Tinggi head

$D$  : Diameter tangki

Volume Shell Tangki ( $V_s$ ) :  $V_s = \frac{1}{4}\pi D^2 H_s = \frac{1}{4}\pi D^3$

Volume tutup tangki ( $V_h$ ) :  $V_h = \frac{1}{6}\pi D^2 H_h = \frac{1}{24}\pi D^3$

Volume tangki (V) = V =  $V_s + V_h$

V = 1.614,314 =  $\frac{7}{24} \times \pi D^3$

$D^3$  = 1.762,672

---

---

$$D = 12,079 \text{ m}$$

Maka :

$$D = 12 \text{ m}$$

$$H_s = 12 \text{ m}$$

Diameter tutup

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (Hh)} &= \frac{1}{4} \times D \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tagki (Ht)} &= H_s + Hh \\ &= 15 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tebal tangki

$$\text{Tinggi bahan dalam tangki} = (\text{Volume bahan/Volume tangki}) \times \text{tinggi tangki}$$

$$\text{Tinggi bahan dalam tangki} = 12,5 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (P)} = 36,75 \text{ kPa}$$

$$\text{Takanan operasi (Po)} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P \text{ total} = 138,075 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggalaan} = 20\%$$

$$\text{Maka, P design} = 165,69 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint Efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 17.500 \text{ psia} = 120662,5 \text{ kpa} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\text{Tebal shell tangki} = 0,4058 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,5308 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup tangki} = 0,4055 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal head yang dibutuhkan} = 0,5305 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head standar yang digunakan} = 0,75 \text{ in}$$

## 8. Filter press

Fungsi : memisahkan filtrat dan slurry

Type : Standart rotary vacuum filter

Bahan konstruksi : Stainless steel (SA-167) type 304

Kondisi operasi

T = 80°C

P = 1 atm

Komponen	Alur masuk 10 (kg/jam)	Alur Keluar (kg/jam)		
		ARUS 11 (CAKE)	ARUS 12	ARUS 13 (FILTRAT)
Pati	761,414	761,414		
Glukosa	33,840	33,8406		
H3PO4	148,078	148,0784		
E Amilase	920,877	920,877		
S cerevisiae	997,255	997,255		
H2O	10601,478	742,103		9859,375
Etanol	1714,942	120,045		1594,896
CO2	1637,887		1637,887	
SUBTOTAL	16815,774	3723,616	1637,887	11454,271
TOTAL	16815,77		16815,774	

Kondisi Operasi

Temperatur	=	30 °C	
Tekanan	=	1 atm	
Laju alir umpan	=	16815,7748 kg/jam	
Laju alir filtrat	=	11454,2716 kg/jam	
Densitas filtrat	=	997 kg/m3	Sudrajat, 2002
Laju alir <i>Cake</i> (ampas)	=	2861,466 kg/jam	
Densitas <i>Cake</i>	=	1430,2 kg/m3	Sudrajat, 2002

Volume Filtrat	=	$\frac{\text{Laju alir filtrat}}{\text{Densitas filtrat}} \times 1 \text{ jam}$
	=	11,4887379 m3

$$\frac{\text{Laju alir filtrat}}{\text{Densitas filtrat}} \times 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cake} &= \\
 &= 8,00886008 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Luas penyaringan efektif dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$L \times A \times (1 - E) \times \rho_s = \rho \left[ V + (E \times L \times A) \times \frac{W}{(1 - W)} \right]$$

Dimana :

L	=	tebal cake pada frame (m)
A	=	luas penyaringan efektif (m <sup>2</sup> )
E	=	poros partikel = 0,32
$\rho_s$	=	densitas solid (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho$	=	densitas filtrat (kg/m <sup>3</sup> )
W	=	fraksi massa cake dalam umpan
V	=	volume filtrat m <sup>3</sup>

$$W = \frac{\text{laju alir massa cake}}{\text{laju alir massa umpan}}$$

$$W = 0,170165607$$

Tebal cake pada frame diestimasikan 20 cm (0,2)  
 Direncanakan setiap plate mempunyai luas 1 m<sup>2</sup> maka luas efektif penyaringan (A) :

$$0,2 \times A \times (1 - 0,32) \times 1.430,2 = 997 \left[ 15,44 + (0,32 \times 0,2 \times A) \times \frac{0,17}{(1 - 0,17)} \right]$$

$$A = 79 \text{ m}^2 \quad 850.349 \text{ ft}^2$$

---



---

Jumlah plate (n)	=	79	buah
Faktor keamanan	=	10	%
Jumlah plate yang dibutuhkan	=	86,9	buah
maka diambil jumlah plate	=	87	buah
Jumlah frame = jumlah plate	=	87	buah

#### 9. Hammer Mill

Fungsi : menghaluskan biji sorgum

Jenis : Hammer Mill Grinding System, Forage Equipment Type

Bahan : Carbon steel

Laju alir massa

komponen	Kg/jam
Biji Sorgum	3.807,072
H <sub>2</sub> O	89,7289
TOTAL	3.896,8013

Kapasitas = 3.896,80 Kg/jam

= 3,8968 ton/jam

= 93,523 ton/hari

Maka berdasarkan rate massa ton/hari dari TABLE 12.11. Performance of Impact Disintegrators Chemical Process Equipment Selection and Design Third Edition dipilih spesifikasi :

0 Swing-sledge

Ukuran : 4 x 4 ft

Diameter dalam : 24 in

Lebar dalam : 10 in

Feed Opening : 13 x 11 in

Pulley Speed : 1200 – 1500 rpm

Power : 12 Hp

## 10. Menara destilasi

Fungsi : Untuk memurnikan  $C_2H_5OH$  menjadi 95 %

Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (MD-101).

Jenis : Menara distilasi dengan *Sieve Tray*

Keterangan :

F = umpan masuk

B = hasil bawah

D = hasil atas

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (MD-101), meliputi :

- Kondisi operasi
- Beban Kondensor (CD-101) dan *Reboiler* (RB-101)
- Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan head menara
- Spesifikasi *plate*
- Cek kondisi aliran (flooding dan weeping)
- Isolasi (ketebalan)
- Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

### A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

- 1.) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, Ludwig, 1980).
- 2.) Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah.
- 3.) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

## B. Penentuan Bahan Konstuksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Stainless SA 240 Grade B dengan pertimbangan :

- 1) Mempunyai allowable stress yang besar
- 2) Struktur kuat
- 3) Tahan terhadap korosifitas tinggi

C. Kondisi Operasi Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut :

- 1.) Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi.
- 2.) Menentukan Volatilitas Rata-rata

### 1. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Tabel F.1. Neraca massa MD-101

komponen	(Aliran masuk)		(Distilat)		(bottom)	
	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	43,27	1993,62	41,11	1893,94	2,16	99,68
H <sub>2</sub> O	684,68	12324,22	5,48	98,60	679,20	12225,63
<b>Jumlah</b>	<b>727,95</b>	<b>14317,84</b>	<b>46,59</b>	<b>1992,54</b>	<b>681,36</b>	<b>12325,31</b>

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\log_{10}(P) = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1996})$$

keterangan:

A, B, C,D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen i (mmHg)

T = temperatur (K)

Konstanta untuk tiap – tiap komponen dapat dilihat pada berikut.

Tabel F.2 Konstanta Tekanan uap

Komponen	A	B	C
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	16,1952	3423,53	-55,7152
H <sub>2</sub> O	16,5362	3985,44	-38,9974

Sumber (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

- **Menentukan temperatur distilat**

Pada keadaan *dew point*,  $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$ .

Dimana,  $y_i$  = fraksi mol uap

$K_i$  = nilai hubungan fasa uap-cair  $x_i$  = fraksi mol cair

Dengan cara *trial* T pada tekanan, 1,02 atm hingga  $y_i = 1$  maka akan diperoleh temperatur dew point distilat pada tekanan 1,02 atm diperoleh hasil seperti pada Tabel A.44 berikut.

Tabel F.3 Hasil *Trial* untuk Penentuan *Bubble Point Feed*

Komponen	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	$X_i$	$K_i = P_i / P$	$Y_i = X_i \cdot K_i$
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1993,62	43,27	0,78	1,1261	0,87836
H <sub>2</sub> O	12324,22	684,68	0,23	0,4967	0,11424
<b>Total</b>	<b>14317,84</b>	<b>727,95</b>	<b>1,01</b>	<b>1,6228</b>	<b>1,00</b>

$P = 1,02$  atm

$T_{\text{Trial}} = 82$  °C

*Trial* temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai  $Y_i$  harus = 1

- Menentukan temperatur dew point bottom



Pada keadaan dew point,  $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$ . Dengan cara trial T pada tekanan 1,11 atm hingga  $\sum x_i = 1$  maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat.

Dengan menggunakan metode Raoult maka diperoleh hasil seperti berikut.

$$P = X_{\text{eta}} P^{\circ}_{\text{eta}} + X_{\text{air}} P^{\circ}_{\text{air}}$$

$X_{\text{eta}} =$	0,003175517	
$P^{\circ}_{\text{eta}} =$	1860,029532	mmHg
$X_{\text{air}} =$	0,996824483	
$P^{\circ}_{\text{air}} =$	844,5436224	mmHg

$$P = 1,11 \text{ atm}$$

$$T_{\text{Trial}} = 103 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### 1. Menghitung Jumlah Plate Minimum (Nm)

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{\text{ave},LK}}$$

$$N_m = 10 \text{ Plate}$$

Keterangan:

$N_m$  = Jumlah *plate* minimum

$x_{LK}$  = Fraksi mol *Light Key*

$x_{HK}$  = Fraksi mol *Heavey Key*

$\alpha_{\text{average},LK}$  = relatif volatilitas *Light Key* rata-rata.

Menentukan Reflux Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q$$

(Coulson, 1989)

Karena *feed* yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka  $q = 1$ . Substitusi persamaan (12) menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai  $\theta$  sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

$\alpha_i$  = Relatif volatilitas rata-rata komponen i xi,

F, = Fraksi mol komponen i dalam feed

$x_{i,D}$  , = Fraksi mol komponen i dalam distilat

$R_m$  = Refluks minimum

R = Refluks Nilai  $\theta$  ditrial hingga,

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Nilai  $\theta$  harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solverexcel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel F.8. Hasil trial nilai  $\theta$

komponen	$\alpha$ avg	xi,F	$\alpha$ avg $\times$ xi,F	$\alpha_i \times x_{i,F}$
				$(\alpha_i - \theta)$
C2H5OH	2,28327	0,13924	0,31792	0,40589
H2O	1,00000	0,86076	0,86076	-0,39125
<b>Total</b>		<b>1,00000</b>		<b>0,04163</b>

Tabel F.9. Hasil Perhitungan Rm

komponen	$\alpha$ avg	xi,D	$\alpha$ avg $\times$ xi,D	$\alpha_i \times xi_i,D$
				$(\alpha_i - \theta)$
C2H5OH	2,28327	0,95052	2,17029	2,77078
H2O	1,00000	0,04948	0,04948	-0,02249
<b>Total</b>		<b>1,00000</b>		<b>2,74829</b>

Maka :

$$\frac{\alpha_i \times xi_i,D}{(\alpha_i - \theta)}$$

$$2,74 = Rm + 1$$

$$Rm = 1,74$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 Rm (Geankoplis, 1993) Diambil R operasi = 1,2 x Rm

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times 1,74$$

$$R \text{ operasi} = 2,088$$

Rasio *reflux actual*

$$R = LD = 1,5 \times Rm = 2,61$$

$$Rd(R+1) = 1,5 \times Rm = 9,4221$$

- **Menghitung Jumlah Tray Ideal dari Persamaan Gilliland :**

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left( \frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,641$$

$$N = 30 \text{ (Tidak termasuk reboiler)}$$

N = 31 (Termasuk reboiler)

## 2. Menentukan Efisiensi Tray

Jumlah tray aktual dihitung dari jumlah tray ideal dibagi dengan efisiensi tray. Efisiensi tray dicari dengan menggunakan korelasi viskositas rata – rata dikali dengan relatif volatilitas rata – rata yang kemudian dapat dilihat pada grafik Fig. 8.16. Chohey

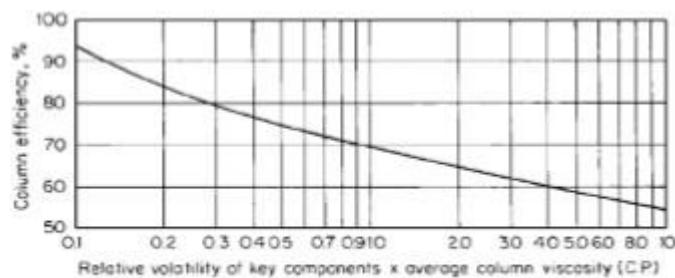


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Tabel 10. Menghitung  $\mu$  avg Produk Atas MD-101 pada T = 355 K

KOMPONEN	BM Kg/mol	Destilat Kg/jam	yD.D	Viskositas cp	yD/ $\mu$
Etanol	46	1515,15	0,95	108,004	0,0088
Air	18	78,875	0,05	75,443	0,0006
Total			1,00		0,00945

$$\mu_{\text{uap}} = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{\rho}}$$

$$= 105,75 \text{ cp}$$

Tabel. F.11. Menghitung  $\mu$  avg Produk Bawah MD-301 pada T = 376 K :

Komponen	BM (Kg/mol)	Bottom (Kg/jam)	yD, D	Viskositas gas (cp)	yD/ $\mu$
Ethanol	46,0000	99,68	0,008 0	108,004	0,00007
Air	18,0000	12225,63	0,991 9	75,443	0,01315
Total			1,00		0,01322

$$\mu \text{ cair} = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{\rho}}$$

$$= 75,63 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ avg} = \sqrt{\mu_{\text{top}} \times \mu_{\text{bot}}}$$

$$X = \text{alk avg} \times \mu \text{ avg} \quad X = 204,18972 \text{ cP}$$

Maka, efisiensi tray,  $E_o = 84 \%$

### 3. Menentukan Tray Actual

$\text{Tray actual} = \text{Tray ideal} / \text{efisiensi tray}$

$$= 37$$

### 4. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log \left( \frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[ \frac{B}{D} \left( \frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left( \frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers 11.62})$$

Keterangan :

B : Laju alir molar *bottom* (Kmol/jam)

D : Laju alir molar *distilat* (Kmol/jam)

( $X_{lk}$ ,  $X_{hk}$ )F : Fraksi mol *light key* dan *heavy key* di *Feed*

Xlk, B : Fraksi

mol *light key* di *bottom*

Xhk, D : Fraksi

mol *heavy key* di *distilat*

Nr : *Number*

*of stage* di atas *feed*

Ns : *Number of stage* di bawah *feed*

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$Nr / Ns = 1,09556$$

$$Nr = 1,09556 Ns$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 31 plate, sedangkan

jumlah plate tanpa reboiler adalah 30 plate.

$$Nr + Ns = N \quad Nr + Ns = 30$$

$$Ns = 30 / (1 + 1,09556)$$

$$Ns = \text{Plate ke 14 (tanpa reboiler)}$$

## A. Menentukan Diameter Menara

### • Laju Alir Massa Bagian Atas

Dari neraca massa diketahui :

$$\text{Feed} = F$$

$$= 14.317,84$$

kg/jam Top

$$\text{product} = D$$

$$= 1.992,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V$$

$$= 6.152,94 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L$$

$$= 4.160,41 \text{ kg/jam}$$

• **Laju Alir Massa Bagian Bawah**

$$q = (L' - L)$$

F

(RE. Treyball, Eq. 9.126)

$$V' = V + (q - 1) F \dots (\text{RE. Treyball, Eq. 9.126})$$

$$L' = F + L$$

$$L' = 18.478,249 \text{ kg/jam} = 5,132 \text{ kg/s}$$

$$V' = V$$

$$V' = 6.152,942 \text{ kg/jam} = 1,079 \text{ kg/s}$$

a. Liquid-Vapour Flow Factor (FLV)

$$F_{LV \text{ top}} = \frac{L_W}{\sqrt{R}} \dots (\text{J M. Coulson Eq. 11.82})$$

$$F_{LV} = 0,7698$$

Ditentukan *Tray Spacing* = 24 in = 0,6096 m

(H.Z Kister, Distillation operation .1992.Mc grawhill)

$$F_{LV \text{ bot}} = \frac{L_W}{\sqrt{R}} \dots (\text{J M. Coulson Eq. 11.82})$$

$$F_{LV} = 3,3735$$

Ditentukan *Tray Spacing* = 24 in = 0,6096 m

(H.Z Kister, Distillation operation .1992.Mc grawhill)

b. Kecepatan flooding ( $\mu f$ )

Kecepatan *flooding* bagian atas

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots(\text{J M. Coulson Eq. 11.81})$$

$$u_f = 2,2317 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots(\text{J M. Coulson Eq. 11.81})$$

$$u_f = 2,0980 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 1983, hal.459), untuk perancangan diambil  $u_v = 88 \% u_f$ .

Kecepatan uap pada bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned} \hat{u} &= 0,88 \times u_f && \dots (\text{J M. Coulson p.472}) \\ &= 2,0085 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap pada bagian atas (top) :

$$\begin{aligned} \hat{u} &= 0,88 \times u_f && \dots (\text{J M. Coulson p.472}) \\ &= 1,8882 \text{ m/s} \end{aligned}$$

### c. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$\begin{aligned} Q_v \text{ top} &= \frac{v}{\rho V \cdot 3600} && \dots (\text{J M. Coulson p.472}) \\ &= 1,3645 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$



$$Q_v \text{ top} = 1,41 \text{ m}^3/\text{s}$$

... (J M. Coulson p.472)

**d. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair**

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson p.472)}$$

$$A_n, \text{ top} = 0,679 \text{ m}^2$$

$$A_n, \text{ bottom} = 0,747 \text{ m}^2$$

**e. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)**

Menghitung Luas Penampang Lintang Menara :

Luas penampang *downcomer* ( $A_d$ )= 15 % dari luas keseluruhan, sehingga :

$$A_c, \text{ top} = 0,7993 \text{ m}^2$$

$$A_c, \text{ bottom} = 0,8790 \text{ m}^2$$

**f. Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan Flooding**

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (top) :

$$D_c, \text{ top} = 1,0090 \text{ m}$$

$$D_c, \text{ bottom} = 1,0582 \text{ m}$$

**g. Perancangan Tray Perancangan Tray Bagian Atas :**

Diameter menara ,  $D_c = 1,009 \text{ m}$  Luas menara,  $A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 0,799 \text{ m}^2$  Luas *downcomer*,  $A_d = 0,15$

$A_c = 0,120 \text{ m}^2$  Luas *netto*,  $A_n = A_c - A_d = 0,679 \text{ m}^2$

Luas aktif,  $A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 0,559 \text{ m}^2$

Luas hole,  $A_h = 0,03 \cdot A_a = 0,017 \text{ m}^2$

---

---

$$l_w/D_c = 0,82$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,81 \times D_c = 0,827 \text{ m}$$

Perancangan Tray Bagian Bawah :

$$\text{Diameter menara, } D_c = 1,058 \text{ m Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 0,773 \text{ m}^2 \text{ Luas downcomer, } A_d = 0,15 \text{ m}^2$$
$$A_c = 0,116 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas netto, } A_n = A_c - A_d = 0,657 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 \times A_d = 0,541 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,03, A_a = 0,016 \text{ m}^2 \text{ Panjang weir, } l_w = 0,81 \times D_c = 0,868 \text{ m **Tinggi Weir (hw)**}$$

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan (hw) = 40 mm = 0,040 m.

Diameter Hole (dh)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter hole yang digunakan = 5,1 mm.

Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal plate yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *stainless steel*, sehingga tebal plate yang digunakan = 3 mm. (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

Pemeriksaan Weeping Rate

- **Menara bagian atas**

$$L_{w, \max} = 1,15 \text{ Kg/s}$$

$$L_{w, \min} = 0,7 \text{ Lm max}$$
$$= 0,809 \text{ kg/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$L_{w, \min} = 0,7 \text{ Lm max}$$
$$= 3,593 \text{ kg/s}$$

---

---

Tinggi weir liquid crest ( $h_{ow}$ ) :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3}$$

- **Menara bagian atas**

how max = 0,965 mm

how min = 0,927 mm

Pada minimum rate, ( $h_o + h_{ow}$ ) = 40,927 mm liquid

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$K_2 = 29,7$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

... (J M. Coulson Eq.11.84)

$\check{U}_h = 4,1345$  m/s

Kecepatan uap minimum aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

= 74,25 m/s

- **Menara bagian bawah**

how max = 2,617 mm how min = 2,064 mm

Pada minimum rate, ( $h_o + h_{ow}$ ) = 42,063 mm liquid

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 29,85$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

... (J M. Coulson Eq.11.84)

$$\check{u}_h = 4,267 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

$$= 74,25 \text{ m/s}$$

$u_{am} > \check{u}_h$  min sehingga tidak terjadi *weeping*.

- **Plate Pressure Drop Menara Bagian Atas**

Maksimum vapour velocity throuh hole ( $\hat{u}_h$ ) :

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h}$$

$$= 81,297 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34, J M. Coulson ed.6,

*plate thickness/hole diameter*=1

Dari figure 11.34, untuk ketebalan plate/diameter lubang = 0,2

$(A_h/A_a) \times 100 = 2,98$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0,67

$$h_d = 51 \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 2,517 \text{ mm}$$

- *residual head*

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 12,937 \text{ mm}$$

Keterangan :

$$h_r = (\text{mm})$$

$\rho_L$  = densitas *liquid* bagian *bottom* (kg/m<sup>3</sup>)

- *Total Plate Pressure Drop*

$$h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad h_T = 16,459 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

$$h_r = \text{residual head (mm)}$$

$$h_d = \text{dry plate drop (mm)}$$

$$h_w = \text{tinggi weir (mm)}$$

$$h_{ow} = \text{tinggi weir liquid (mm cairan)}$$

$$h_T = \text{total plate pressure drop (mm liquid)}$$

### Menara Bagian Bawah

$$u_h = 74,251 \text{ m/s}$$

$$h_d = 2,4507 \text{ mm cairan}$$

$$h_r = 13,019 \text{ mm cairan}$$

$$h_t = 18,128 \text{ mm cairan}$$

- **Downcomer Liquid Backup**

#### 1. Downcomer pressure loss (hap)

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_w}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_b = (h_{ow} + h_w) + h_t + h_{dc} \quad \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

---

---

dengan :

- hap = tinggi ujung *apron* dari *plate*, mm  
hw = tinggi *weir*, mm  
Aap = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m<sup>2</sup>  
Lw = kecepatan massa cairan, kg/s  
 $\rho_L$  = rapat massa cairan, kg/m<sup>3</sup>  
hdc = *head* yang hilang di *downcomer*, mm *liquid*  
hw = tinggi *weir*, mm *liquid*  
how = tinggi cairan di atas *weir*, mm *liquid*  
ht = *plate pressure drop*, mm *liquid*

- **Menara Bagian Atas**

- hap = 30 mm cairan  
Aap = hap x lw = 0,025 m<sup>2</sup>  
hdc = 0,392 mm cairan  
hb = 57,778 mm cairan  
 $1/2 \times (lt+hw) = 304,82$  mm  
 $hb < 1/2(lt+hw)$ , telah terpenuhi.

- **Menara Bagian Bawah**

- hap = 30 mm cairan  
Aap = hap x lw = 0,016 m<sup>2</sup>  
hdc = 0,185 mm cairan  
hb = 58,915 mm cairan  
 $1/2 \times (lt + hw) = 304,82$  mm  
 $hb < 1/2(lt+hw)$ , telah terpenuhi

- **Check Residence Time**

*Downcomer residence time* perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \quad \dots\dots\dots(\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

- tr = downcomer residence time, s
- Ad = luas permukaan downcomer, m<sup>2</sup>
- hb = clear liquid back-up, m
- ρL = rapat massa cairan, kg/m<sup>3</sup>
- Lw = kecepatan massa cairan, kg/s

Jika tr > 3 detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*

- **Menara bagian atas**  
tr = 5,792 detik (> 3 detik)
- **Menara bagian bawah**  
tr = 1,277 detik (< 3 detik)

ψ < 0,1 , maka

- **Check Entrainment**
  - **Actual Percentage Flooding For Design Area**

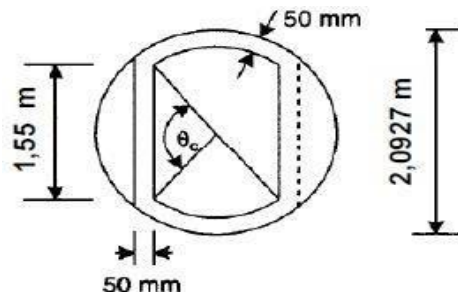
*Entrainment* dihitung dari % *flooding*, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\% \quad \dots\dots\dots(\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

- dengan :
- u<sub>v</sub> = kecepatan uap aktual, m/s
  - u<sub>f</sub> = kecepatan uap perancangan, m/s

Berdasarkan fig. 11.29, Coulson, 1986, dapat dilihat *fractional entrainment*, jika

- **Layout Tray**



Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal.465), untuk  $lw/Dc = 0,81$  maka :  $\theta_c = 120^\circ$

- **Derajat Tray Edge**

$$\begin{aligned}
 (\alpha) &= 180^\circ - \theta_c \\
 &= 60^\circ
 \end{aligned}$$

- **Panjang Rata-Rata Unperforated Edge Strips (Lm)**

$$Lm = 3,367$$

- **Total Area Unperforated Edge Strips**

$$Aup = hw \times Lm \quad Aup = 0,135 \text{ m}^2$$

- **Mean length of calming zone (Lcz)**

$$\frac{(Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)}{2}$$

$$Lcz = 0,641 \text{ m} \quad (\text{bottom})$$

- **Area of calming zone (Acz)**

$$Acz = 2 (Lcz + hw)$$

$$Acz = 1,202 \text{ m}^2$$

- **Total area perforated (Ap)**



$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$A_p = 1,337 \text{ m}^2$$

Dari Fig. 11.33, J M.Coulson ed.6, pada

$A_h/A_p = 0,012$  , didapat nilai :  $I_p/d_h = 3,98$

Nilai  $I_p/d_h$  harus berada dalam range 2,5 - 4,0 (J M.Coulson p.465).

- **Hole Pitch**

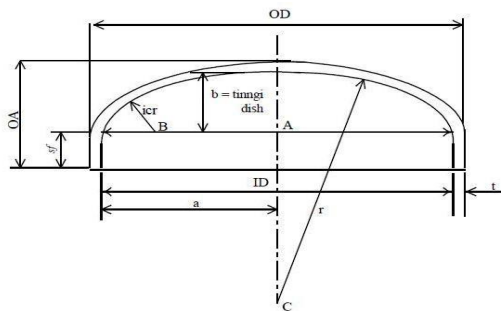
$$(I_p) = \frac{I_p}{d_h} \times d_h = 19,9 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas 1 lubang} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\ &= 0,00393 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$= 5 \text{ holes}$$

### Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar F.10. Torispherical flanged and dished head

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- icr = Inside corner radius ( in)
- r = Radius of dish( in)
- sf = Straight flange (in)
- OD = Diameter luar (in)
- ID = Diameter dalam (in)

b = Depth of dish (in)

OA = Tinggi head (in)

- Menentukan Tebal Shell

Data perhitungan :

Poperasi = 1,02 atm

Pdesign = 1,2 x Poperasi = 1,224 atm = 17,9879 psi

Material Stainless Steel SA 285 (alasan pemilihan material

: tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat)

f = 11500 psi (Peters and Timmerhaus,

1991, Tabel 4, Hal. 538) c = 0,125 in

(Brownell and Young, 1959)

E = 0,8 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

r = 19,862 in

$$t = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

t = 0,1573 in

digunakan Digunakan tebal

standar untuk shell 3/8 in.

Keterangan :

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan operasi (psi) f = Allowable stress (psi)

ri = Jari-jari shell (in)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

- Menentukan Tebal Head

OD = ID + (2 x ts)

OD = 40 in

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

icr = 2,5 in

$$r_c = 40 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

$$w = 1,75 \text{ m}$$

$$t_h = \frac{P r_c \cdot w}{2 f \varepsilon - 0,2 P} + c$$

$$t_h = 0,182 \text{ in}$$

- sf (Straight flange), in

Untuk tebal head 0,40 in (3/8), dari tabel 5,8

Brownell and Young maka sf = 1,5 – 3 in.

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 19,86 \text{ in}$$

- OA (Tinggi head), in

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 22,542 \text{ in}$$

### E. Tinggi Tanki

$$\text{Efisiensi Tray (Eo)} = 0,84$$

$$H = 7,2468 \text{ m}$$

$$\text{He atas} : 0,252 \text{ m}$$

$$\text{He bawah} : 0,265 \text{ m}$$

$$H_t = H + (\text{He atas} + \text{He bawah})$$

$$H_t = 7,76 \text{ m}$$

### 11. HE

Fungsi : Memanaskan asam sulfat dari suhu 30°C ke 90°C

Alat : 1-2 shell dan tube heat exchanger

Shell : Bahan

Tube : Steam

Perancangan Heater

Fluida dingin :

Suhu masuk = 30°C

Suhu keluar = 110°C

Massa masuk = 11105,8839 kg/jam

= 24484,8711 lb/jam

Fluida panas :

Suhu masuk = 110°C

Suhu keluar = 90°C

kebutuhan pemanas = 2308,8432 kg/jam

= 5090,0423 lb/jam

Beban pemanas = 3911346,6707 kJ/jam

= 4126470,738 BTU/jam

Fluida dingin		Fluida panas	$\Delta t$
86	Lower temp	230	144
230	Higher temp	266	36
144	$\Delta t$	36	

$T1 = 86 \text{ F}$                        $T2 = 230 \text{ F}$

$t1 = 266 \text{ F}$                        $t2 = 230 \text{ F}$

$\Delta t = 77,9931 \text{ F}$

$t_a = (t1+t2)/2$

= 248 F

$T_a = (T1+T2)/2$

= 158 F

$R = (T1 - T2) / (t2 - t1) = 4$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) = 0,2$$

Dari (D.Q Kern hal 828) Fig. 18, HE 1-2 didapatkan Ft : 0,8

$$\begin{aligned} \Delta t \text{ LMTD} &= \Delta t \times F_t \\ &= 65,0169 \times 0,85 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c / \Delta t_h &= 36/144 \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan Fig 17 (D.Q Kern hal 827) dan bilangan api gravity untuk slury biasanya 30-35 diperoleh :

$$K_c = 1,5$$

$$F_c = 0,6$$

$$\begin{aligned} T_c &= T_2 + f_c (T_1 - T_2) \\ &= 143,6 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= t_1 + f_c (t_2 - t_1) \\ &= 244,4 \end{aligned}$$

❖ Menghitung Densitas

FLUIDA DINGIN

T =

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	X	$\rho \cdot X$
H <sub>2</sub> O	11105,88392	979,2	1	979,2
Total	11105,88392			979,2

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 979,2 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61,1021 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

FLUIDA PANAS

T =

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	X	$\rho \cdot X$
H <sub>2</sub> O	2308,8432	951,8	1	951,8
Total	2308,8432			951,8

$$\rho \text{ campuran} = 979,2 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61,1021 \text{ lb/ft}^3$$

❖ Menghitung viscositas

FLUIDA DINGIN

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (cP)	x	$\mu \cdot x$
H <sub>2</sub> O	11105,88392	0,002267667	1	0,002267667
Total	11105,88392			0,002267667

FLUIDA PANAS

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (cP)	x	$\mu \cdot x$
H <sub>2</sub> O	2308,8432	0,00226	1	0,0509
Total	2308,8432			0,0509

❖ Harga Konduktivitas thermal

FLUIDA DINGIN

Komponen	Massa (kg/jam)	k (W/m.K)	x	k.x (W/m.K)	k.x (Btu/jam.ft.°F)
H <sub>2</sub> O	11105,88392	0,6546	1	0,6545	0,3782
Total	11105,88392			0,6545	0,3782

--	--	--	--	--	--

### FLUIDA PANAS

Komponen	Massa (kg/jam)	k (W/m.K)	x	k.x (W/m.K)	k.x (Btu/jam.ft. °F)
H <sub>2</sub> O	2308,8432	0,6812	1	0,6812	0,3936
Total	2308,8432			0,6812	0,3936

	Fluida dingin	Fluida panas
ρ camp, (lb/ft <sup>3</sup> )	61,1021	59,3923
μ camp (cp)	0,0023	0,0509
k (Btu/jam.ft. °F)	0,3782	0,3936
c (Btu/lb. °F)	360,9316	409,1683
s camp	1	1

\*Untuk Heater-01 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan aqueous solution

UD = 200-700 Btu/ft<sup>2</sup>. °F.jam (Kern, hal 840)

Diambil harga UD 200 Btu/ft<sup>2</sup>. °F.jam

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\
 &= 4126470,73 / 15598,61 \\
 &= 264,54 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= A / (a'' \times L) \\
 &= 264,5408 / (0,1963 \times 7) \\
 &= 56,60 \\
 &= 192,51
 \end{aligned}$$

Tabel 9 Kern hal 841, dirancang aquare pitch

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

Parameter Design :

Pipe = 0,75 in. OD tubes

Pitch = 1 square pitch

Tube side		In
Number & length	=	56
OD	=	1
BWG	=	12
Pitch	=	1,2
Pass	=	4

Shell side		in
ID	=	13,25
Baffle	=	3
Pass	=	2

\*koreksi Ud

$$A = a'' \times N_t \times L$$

$$= 338,0286 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / A \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 4126470 / 26363,8965$$

$$= 156,519 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Shell side

FLUIDA DINGIN

\*flow area

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Dimana :

$$C' = \text{pitch} - \text{OD tube} = 1,25 - 1 = 0,25$$



B = Baffle space = 3

Pt = Tube pitch = 1,25 in

Sehingga,  $as = 0,1206 \text{ ft}^2$

\*Fluks massa melalui shell (Gs)

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{as} \\
 &= \frac{24483,8711}{0,1206} \\
 &= 203062,75 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

\*Menentukan Re

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{G_s \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{(203062,75 \times 0,0652)}{0,0055} \\
 &= 2312680,8913
 \end{aligned}$$

JH yang diperoleh : 45 (Fig 28 Kern, hal 838)

\*Menentukan k dan c

$$k \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,6568 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (\text{°F/ft})$$

\*Menentukan

$h/\phi_s = 472,884 \text{ Btu/jam.ft} \cdot \text{°F}$

\*Menentukan tube wall temperatur

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{iO}}{\phi_s} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c) \\
 &= 232,89 \text{ F} \\
 &= 384,7579 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\phi_s = \left( \mu / \mu_w \right)^{0.14}$$

$$= 1,3105$$

\*Menentukan corrected coefficient

$$h_{iO} = \frac{h_{iO}}{\phi} \times \phi$$

$$= 619,7029 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

\* Clean overall coefficient,  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{iO} \cdot h_o}{h_{iO} + h_o}$$

$$= 544,32 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

\* Design overall coefficient,  $U_d$  :

$$U_D = 156,51 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

\* Dirt Factor (  $R_d$  )

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= 0,0046 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu (tidak boleh lebih dari 0,003)}$$

\*Menentukan pressure drop

Fluida Dingin

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s}$$

Dimana :

$$Re_s = 2312680,89$$

$$F = 0,0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 29 Kern hal.839)}$$

$$D_e = 0,0625$$

$$N+1 = L/B = 224$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P_s = 0,3511 \text{ psi} \quad \text{Allowable } \Delta P_s < 10 \text{ psi}$$

Fluida Panas

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} D_t \cdot \phi_t}$$

Dimana :

$$Re_t = 4388,7552$$

$$F = 0,0038 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 29 Kern hal.839)}$$

S = 1

Sehingga, delta Pt = 0,004 psi Allowable  $\Delta P_s < 10$  psi

Spesifikasi

619,7029	h outside	4474,7742
Uc	Calculated	544,3210
Ud	Trial	200,0000
Ud	Calculated	156,5198
Rd	Calculated	0,0046
Rd	Required	0,0030
$\Delta P_s$	Calculated	0,3511
$\Delta P_t$	Calculated	2,2039E-08

## 12. Cooler

Fungsi : Mendinginkan dari suhu 110°C ke 50°C

Alat : 1-2 shell dan tube heat exchanger

Shell : Bahan

Tube : Steam

Perancangan Heater

Fluida dingin :

Suhu masuk = 110°C

Suhu keluar = 30°C

Massa masuk = 14.955,92 kg/jam

= 32.971,61 lb/jam

Fluida panas :

Suhu masuk = 110°C

Suhu keluar = 30°C

kebutuhan pendingin = 1.856,17 kg/jam

= 4.092,08 lb/jam

Beban pendingin = 5.601,45 kJ/jam

$$= 5.909,53 \text{ BTU/jam}$$

Fluida dingin		Fluida panas	$\Delta t$
230	Lower temp	104	126
86	Higher temp	77	9
144	$\Delta t$	27	

$$T1 = 230 \text{ F}$$

$$T2 = 86 \text{ F}$$

$$t1 = 77 \text{ F}$$

$$t2 = 104 \text{ F}$$

$$\Delta t = 117 \text{ F}$$

$$t_a = (t1+t2)/2$$

$$= 91 \text{ F}$$

$$T_a = (T1+T2)/2$$

$$= 158 \text{ F}$$

$$R = (T1 - T2) / (t2 - t1) = 5,333$$

$$S = (t2 - t1) / (T1 - t1) = 0,1765$$

Dari (D.Q Kern hal 828) Fig. 18, HE 1-2 didapatkan  $F_t : 0,63$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \Delta t \times F_t$$

$$= 27,9618 \times 0,63$$

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 9/126$$

$$= 0,0714$$

Dengan menggunakan Fig 17 (D.Q Kern hal 827) dan bilangan api gravity untuk slury biasanya 30-35 diperoleh :

$$K_c = 0,5$$

$$F_c = 0,625$$

$$T_c = T2 + f_c (T1-T2)$$

$$= 176$$

$$t_c = t1 + f_c (t2-t1)$$

$$= 93,875$$

#### ❖ Menghitung Densitas

### FLUIDA PANAS

$$T = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	X	$\rho \cdot X$
Pati	3616,72	284	0,241825169	68,6783481
H <sub>2</sub> O	85,243	28246,82078	0,005699583	160,9951028
H <sub>2</sub> O Pelarut	11.105,88	28246,82078	0,742574257	20975,36197
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,08	113,7240882	0,00990099	1,125981071
TOTAL	14.955,92			21206,1614

$$\rho \text{ campuran} = 21.206,1614 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1.323,2645 \text{ lb/ft}^3$$

### FLUIDA DINGIN

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	X	$\rho \cdot X$
H <sub>2</sub> O	14.955,92	995,647	1	995,647
Total	14.955,92			995,647

$$\rho \text{ campuran} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,1284 \text{ lb/ft}^3$$

### ❖ Menghitung viscositas

#### FLUIDA PANAS

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (cP)	x	$\mu \cdot x$
Pati	3616,72	1840,67	0,241825169	445,1203345
H <sub>2</sub> O	85,243	2,27E-03	0,005699583	1,29E-05
H <sub>2</sub> O Pelarut	11.105,88	2,27E-03	0,742574257	1,68E-03
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,08	3,86	0,00990099	0,038217822
TOTAL	14.955,92			445,1602491

FLUIDA DINGIN

Komponen	Massa (kg/jam)	k (W/m.K)	x	k.x (W/m.K)	k.x (Btu/jam.ft. °F)
H <sub>2</sub> O	18694,90	0,0616	1	0,0616	0,0616
Total Komponen	18694,90 Massa (kg/jam)		$\mu$ (cP)	0,0616 x	0,0616 $\mu$ .x
H <sub>2</sub> O	18694,9046	0,000242	1		0,000242
Total	18694,9046				0,0509

❖ Harga Konduktivitas thermal

FLUIDA PANAS

Komponen	Massa (kg/jam)	k (W/m.K)	x	k.x (W/m.K)	k.x (Btu/jam.ft. °F)
Pati	4520,89	0,6546	0,241	0	0
H <sub>2</sub> O	106,55		0,0056	0,0037	0,0021
H <sub>2</sub> O Pelarut	13882,35		0,742	0,486	0,2808
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	185,09		0,009	0,119	0,069
TOTAL	18694,90				0,352

FLUIDA DINGIN

	Fluida dingin	Fluida panas
$\rho$ camp, (lb/ft <sup>3</sup> )	62,1284	1232,3
$\mu$ camp (cp)	0,0002	445,16
k (Btu/jam.ft.°F)	0,3561	0,3522
c (Btu/lb.°F)	322,50	757,94
s camp	1	1,03

\*Untuk Cooler-01

Shell side	in
ID	= 19,25
Baffle	= 3
Pass	= 1

dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan aqueous solution

UD = 250-500 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam (Kern, hal 840)

Diambil harga UD 300 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\
 &= 5909,53 / 13315,15 \\
 &= 0,44 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= A / (a'' \times L) \\
 &= 330,6760 / (0,1963 \times 7) \\
 &= 240,649 \\
 &= 246
 \end{aligned}$$

Tabel 9 Kern hal 841, dirancang aquare pitch

Parameter Design :

Pipe = 0,75 in. OD tubes

Pitch = 1 square pitch

Tube side		In
Number & length	=	204
OD	=	1
BWG	=	12
Pitch	=	1,25
Pass	=	2

\*koreksi Ud

$$\begin{aligned}
 A &= a'' \times N_t \times L \\
 &= 373,85 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD &= Q / A \times \Delta T \text{ LMTD} \\
 &= 5909,53 / 19,69 \\
 &= 300 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Shell side

FLUIDA DINGIN

\*flow area

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$$

Dimana :

$$C' = \text{pitch} - \text{OD tube} = 1 - 0,75 = 0,25$$

$$B = \text{Baffle space} = 3$$

$$P_t = \text{Tube pitch} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } a_s = 0,1206 \text{ ft}^2$$

\*Fluks massa melalui shell (Gs)

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{a_s} \\
 &= \frac{32.971,61}{0,0965} \\
 &= 341822,34 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}
 \end{aligned}$$



\*Menentukan Re

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{Gs \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{(341.882,38 \times 0,0833)}{1077,29} \\
 &= 26,442
 \end{aligned}$$

JH yang diperoleh : 45 (Fig 28 Kern, hal 838)

\*Menentukan k dan c

$$k \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,6568 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (\text{°F/ft})$$

\*Menentukan

$$h/\phi_s = 25.172,435 \text{ Btu/jam.ft.°F}$$

\*Menentukan tube wall temperatur

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{i0}}{\phi} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c) \\
 &= 175,96 \text{ F} \\
 &= 353,13 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\phi_s = \left( \mu / \mu_w \right)^{0.14}$$

$$= 1,1317$$

\*Menentukan corrected coefficient

$$\begin{aligned}
 h_{i0} &= \frac{h_{i0}}{\phi} \times \phi \\
 &= 28.487,819 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

\* Clean overall coefficient, U<sub>c</sub>:

$$U_c = \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= 8,3949 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

\* Design overall coefficient,  $U_d$  :

$$U_D = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

\* Dirt Factor (  $R_d$  )

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,1158 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

\*Menentukan pressure drop

Fluida Dingin

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s}$$

Dimana :

$$Re_s = 26,44$$

$$F = 0,0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 29 Kern hal.839)}$$

$$De = 0,833$$

$$N+1 = L/B = 48$$

Sehingga,  $\Delta P_s = 2,183 \text{ psi}$  Allowable  $\Delta P_s < 10 \text{ psi}$

Fluida Panas

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_i \cdot \phi_t}$$

Dimana :

$$Re_t = 5485,9440$$

$$F = 0,0038 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 29 Kern hal.839)}$$

$$S = 1$$

Sehingga,  $\Delta P_t = 0,004 \text{ psi}$  Allowable  $\Delta P_t < 10 \text{ psi}$

Spesifikasi

619,7029	h outside	8,39
Uc	Calculated	8,39
Ud	Trial	300
Ud	Calculated	300
Rd	Calculated	0,1158
Rd	Required	0,0030
$\Delta P_s$	Calculated	2,1836
$\Delta P_t$	Calculated	0,8171

### 13. Screening

Fungsi : Menyeragamkan ukuran batuan fosfat

Jenis : Dipilih Vibrating screen dengan permukaan horizontal dan miring karena ayakan jenis ini mempunyai kapasitas tinggi, dengan efisiensi pemisahan yang baik

Bahan permukaan ayakan : Dipilih batang baja karena Batang-batang baja berjarak sedikit satu sama lain. Batang ini digunakan untuk mengayak bahan kasar seperti: batu, batu bara

Bahan konstruksi : Carbon steel karena semakin tinggi kandungan karbon pada suatu material maka tingkat kekerasan, ketahanan, dan kekuatan semakin besar

Faktor kelonggaran : 20% (tab. 21.7 Perry 1999)

Kondisi operasi:

P = 1 atm

T = 30 °C

NM Screening

Komponen	Input		Output
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati sorgum	3807,072397	3616,718777	190,3536199

H <sub>2</sub> O	89,72897906	85,24253011	4,486448953
Sub total		3701,961307	194,8400688
Total	3896,801376		3896,801376

Faktor Kelonggaran (fh) = 20%

Kapasitas = (1 + fh) x Laju Alir Massa

= 4676,161651 kg/jam

Tabel 21-6 Perry 1999 hal 21-15 ayakan yang dipilih

Nomor ayakan = 22,6 mm = 74 mikron

Bukaan ayakan = 0,875 in = 3,5 mm

Diameter Wire = 0,1378 in = 3,5 mm

Type Equivalent = 0,883 mesh

Menghitung faktor bukaan area (FOa)

Foa =  $100 \times a^2 \times m^2$

=  $100 \times a^2 \times (1/(a^2+d))^2$

Dimana

a = bukaan ayakan = 0,875 in

D = diameter Wire = 0,1378 in

Foa =  $100 \times a^2 \times (1/(a^2+d))^2$

= 93,8062

Perhitungan Luas Screen

A =  $(0,4 \times ct) / (Cu \times Foa \times Fs)$  (Pers. 21-3 Perry 1999, hal 21-17)

Dimana

Ct = laju bahan = 4,6761 ton/jam

Cu = Unit Kapasitas = 0,51 ton/jam.ft<sup>2</sup>

Foa = Faktor bukaan area = 93,8062

Fs = Faktor Slotred Area = 1,3

---

---

(Tabel 21.7 Perry 1999, Hal 21-81)

$$A = 3,0074 \text{ ft}$$

Menentukan Panjang (P) dan Lebar (L) ayakan :

$$F_s = P : L = 1,3$$

$$P = 1,3 L$$

$$A = P \times L$$

$$= 1,3 L^2$$

$$L = (A/F_s)^{1/2}$$

$$= 1,52100403 \text{ ft}$$

$$= 0,463586818 \text{ m}$$

$$= 18,25144954 \text{ in}$$

$$P = 1,3 L$$

$$= 1,977305239 \text{ ft}$$

$$= 0,602662864 \text{ m}$$

$$= 23,7268844 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi :

$$\text{Kecepatan Getaran} = 800 \text{ Vibrasi/menit}$$

$$\text{Daya} = 15 \text{ Hp}$$

#### 14. Belt conveyor

Fungsi : Mengangkut gypsum dari rotary dryer ke ballmill

Jenis : Horizontal Belt Conveyor

Bahan : canvas

$$\text{Laju alir massa} = 3896,8014 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Faktor kelonggaran (fh)} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas} = (1 + fh) \times \text{laju alir massa}$$

$$= (1 + 20\%) \times 3896,8014$$

$$= 4676,1617 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,6762 \text{ ton/jam}$$

---

---

Tabel 21-7 Perry 1999, Hal 7-10, spesifikasinya adalah sebagai berikut :

Untuk Belt Conveyor kapasitas = 28,3872 ton/jam

Kapasitas maksimal = 32 ton/jam

Digunakan :

Lebar belt = 14 in  
= 35,56 cm  
= 0,3556 m

Luas area = 0,11 ft<sup>2</sup>  
= 0,0102 m<sup>2</sup>

Kecepatan belt normal = 200 ft/min  
= 60,96 m/min  
= 1,0160 m/s

Kecepatan Belt Maximum = 300 ft/min  
= 91,4400 m/min  
= 1,5240 m/s

Belt Plies Maximum = 5

Belt Plies Minimum = 3

Kecepatan belt = 100 ft/min  
= 30,4800 m/min  
= 0,5080 m/s

Untuk kapasitas = 4,6762 ton/jam

Maka kecepatan belt = (kapasitas/kapasitas maximum) x kecepatan belt  
= (4,6762 / 32) x 100  
= 14,6130 ft/min

Power belt conveyor

Persamaan design Brown, hal 57

$$H_p = \frac{F (L + L_o) (T + 0,03 WS) + T \Delta Z}{990}$$

asumsi panjang belt conveyor 10 m = 32,8084 ft

Dimana :

H<sub>p</sub> = Tenaga yang diperlukan

F = Faktor friksi, dipakai 0,05

L = Panjang belt conveyer = 32,8084 ft

Lo = 100 ft

S = Kecepatan belt = 100 ft/min

T = kapasitas , 4,6762 ton/jam

DZ = Kenaikan elevasi material

W = Massa bagian yang bergerak per ft jarak, lb

Ditetapkan = 1 x lebar belt

$$= 1 \times 14$$

$$= 14 \text{ in}$$

Sehingga, hp = 0,072532

Efisiensi motor 80%

Power motor = hp total/efiseinsi

$$= 0,072532/0,8$$

$$= 0,090665 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi

Kapasitas maximal : 32 kg/jam

Lebar belt : 0,3556 m

Luas area : 0,0102 m<sup>2</sup>

Kecepatan belt normal : 1,0160 m/s

Kecepatan belt maximal : 1,5240 m/s

Belt piles maximum : 5

Belt piles minimum : 3

Kecepatan belt : 0,5080 m/s

Panjang belt : 5 m

Power motor : 0,0907 hp

Nama Alat

Power, HP

Belt Conveyor 1	0,097
Belt Conveyor 2	0,097

## 15. Pompa

Type : *Centrifugal Pump*, karena :

- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

Bahan : *Stainless Steel*

Rate masuk = 11105,8839 kg/jam = 6,8012 lb/s

Densitas = 983,2000 kg/m<sup>3</sup> = 61,3792 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \text{massa/densitas} \\
 &= 6,8012 / 61,3792 \\
 &= 0,1108 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 49,7330 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ), sehingga digunakan persamaan untuk  $D_i \geq 1$  in, yaitu :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Pers. 45, Peters, hal 365})$$

Dimana :

$D_i \text{ opt}$  = diameter dalam optimum, in

$Q$  = kecepatan volumetric, ft<sup>3</sup>/s

$\rho$  = density fluida, lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3,9 \times 0,3716 \times 1,7078 \\
 &= 2,4749 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman dipilih NPS 3 in sch 80 diperoleh

OD = 3,5 in

ID = 2,9 in

A = 0,04587 ft<sup>2</sup>

Menghitung kecepatan linier



---

---

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = Q/A$$

Dimana :

$v$  = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

$Q$  = laju alir volumetric, ft<sup>3</sup>/s

$A$  = inside sectional area, ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} V &= 0,1108/0,04587 \\ &= 2,4157 \text{ ft/s} \\ &= 0,7363 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \rho v D/\mu$$

Dimana :

$\rho$  = densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

$v$  = kecepatan linier (ft/s)

$D$  = diameter dalam pipa (ft)

$\mu$  = viskositas (lb/ft s)

$$\begin{aligned} Nre &= (61,3792 \times 2,1241 \times 0,2417) / 0,0005 \\ &= 65422,49958 \text{ (asumsi aliran turbulen benar)} \end{aligned}$$

*Head Losses (H<sub>F</sub>)*

a). *Sudden Contraction Losses*

$$h_c = k_c \times (V^2 / 2 \times g_c \times \alpha) \quad (\text{Pers. 2.10-16, Geankoplis, hal 98})$$

( $A_1 \gg A_2$ ),dimana:

$$A_1 = 0,04587 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = 1072,6536 \text{ ft}^2$$

$$\text{Karena , } A_2/A_1 = 1072,6536 / 0,04587 = 0,0000427 < 0,715$$

$$\begin{aligned} \text{Maka , } k_c &= 0,4 \times ( 1,25 - (A_2-A_1)) \\ &= 0,49998 \end{aligned}$$

$\alpha = 1$  untuk aliran turbulen

$$\text{sehingga, } h_c = k_c \times (V^2 / (2 \times g_c \times \alpha))$$

$$= 0,0453 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

b). *Sudden Enlargement Losses*

$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 = 0,04587 \text{ ft}^2 \quad A_2 = 265,3537 \text{ ft}^2$$

Dimana :

$$K_{ex} = (1 - (A_1/A_2))^2$$

$$= 0,999$$

$$\text{Sehingga, } h_{ex} = k_{ex} \times (V^2 / (2 \times g_c \times \alpha)) \quad (\text{Pers. 2.10-15, Geankoplis, hal 98})$$

$$= 0,0906 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \times (V^2 / (2 \times g_c \times \alpha)) \quad (\text{Pers. 2.10-17, Geankoplis, hal 99})$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

$$\text{Elbow, } 90^\circ \quad \rightarrow k_f = 0,75$$

$$\text{Gate valve (wide open)} \rightarrow k_f = 0,17$$

$$\text{Coupling} \quad \rightarrow k_f = 0,04$$

Asumsi , panjang pipa = 18 m

Maka :

$$3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 k_f = 2,25$$

$$1 \text{ gate valve} = 1 k_f = 0,17$$

$$3 \text{ coupling} = 3 k_f = 0,12$$

$$\text{Total } k_f = 2,54$$

$$\text{Sehingga, } h_f = k_f \times (V^2 / (2 \times g_c \times \alpha)) = 0,2303 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

d). *Losses in pipe straight*

$$H_f = (4f \cdot v^2 \cdot \Sigma L_e) / (2 \cdot ID \cdot G_c) \quad (\text{Pers. 2.10-6, Geankoplis, hal 92})$$

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

$$\text{Elbow, } 90^\circ \quad \rightarrow L/D = 35$$

$$\text{Gate valve (wide open)} \rightarrow L/D = 9$$

$$\text{Coupling} \quad \rightarrow L/D = 2$$

Maka :

$$3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 \cdot ID \cdot L/D = 25,375$$

$$1 \text{ gate valve} = 1 \cdot ID \cdot L/D = 2,175$$

$$3 \text{ coupling} = 3 \cdot ID \cdot L/D = 1,45$$

$$\text{Total } L_e = 29$$

$$\Sigma L = L + L_e$$

$$= 59,0544 + 29$$

$$= 88,0544 \text{ ft}$$

$$= 26,8389 \text{ m}$$

\* Menghitung *Fanning Friction Factor* (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel  $\rightarrow \epsilon = 0,0001509 \text{ ft}$

Sehingga ,  $\epsilon/D = 0,0006$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai  $N_{re} = 65422,49958$

didapatkan nilai  $f = 0,00052$

Sehingga  $H_f = 0,0687 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$

\* Menghitung energi yang hilang karena gesekan ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = H_F = h_c + h_{ex} + h_f + h_F$$

$$= 0,43506 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

\* Menghitung *Static Head*

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 7,8299 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1$$

$$= 7,8299 - 0$$

$$= 7,8299 \text{ ft}$$

$$g/g_c = 1 \text{ lb}_m/\text{lb}_f$$

$$\Delta Z (g/g_c) = 7,8299 \times 1$$

$$= 7,8299 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka  $V_1 = V_2$

Sehingga *velocity head*  $(V^2 / 2ag_c) = 0,09068$

\* Menghitung *Pressure Head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116 \text{ lb}/\text{ft}^2$$

$$\begin{aligned}\Delta P &= P1 \times \text{velocity} \\ &= 2116 \times 0,09068 \\ &= 191,8886 \text{ lb/ft}^2\end{aligned}$$

Sehingga,  $\Delta P/\rho = 3,126 \text{ ft}$

\* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$\begin{aligned}Wf &= \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F \\ &= 11,4819 \text{ ft. lbf/lbm}\end{aligned}$$

\* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = (Qf \cdot \rho \cdot (Wf)) / (550 \cdot \eta)$$

dari Figure 10.62 Coulson, untuk  $Qf = 49,7330 \text{ gpm} = 11,3 \text{ m}^3/\text{jam}$

diperoleh  $\eta$  pompa = 60%

Sehingga, BHP = 0,2366

### Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP 0,2366

$$Hp = 0,1765$$

diperoleh  $\eta$  motor = 0,8

$$\begin{aligned}P \text{ motor} &= \text{BHP}/\eta \\ &= 0,2366/0,8 \\ &= 0,2958 \text{ hp}\end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan power = 1 hp

Spesifikasi

Rate Volumetrik : 0,1108 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan aliran : 2,4157 ft/s

Ukuran Pipa	: NPS	= 3 in
	Sch. Number	= 80
	OD	= 3,5 in
	ID	= 3,068 in
	Flow area	= 7,3872 in <sup>2</sup>

Power pompa : 0,5838 hp

Power motor : 1 Hp

---

---

Nama Alat	Power, Hp	Diameter, in
Pompa 1	0,2958	
Pompa 2	0,2957	3,5
Pompa 3	0,0076	0,54
Pompa 4	0,4604	3,5
Pompa 5	0,4218	3,5
Pompa 6	0,0337	1,315
Pompa 7	0,0431	1,315
Pompa 8	0,6585	4,5

## UTILITAS

Unit Penyediaan dan Pengolahan air

---

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

- A. Air untuk keperluan umum jumlah total 1.242 kg/jam
- B. Air proses total 13.327,0607 kg/jam dan make up 1.332,7 kg/jam
- C. Air untuk boiler total 51.067,7487 kg/jam dan make up 5.106,7749 kg/jam
- D. Air untuk Pendingin 4.054,154 kg/jam dan make up 405,415 kg/jam

### 1. Udara Tekan

Udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol pneumatic dan instrument – instrument lain

Tugas : Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi

Kebutuhan udara diperkirakan  $50 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,8333 \text{ m}^3/\text{min}$

Kompresor udara

Tugas = menaikkan tekanan udara dari atmosferis menjadi 1,3 atm

$T_1 = 30^\circ\text{C}$  RH (kelembaban relative) 70%

$P' = \text{tekanan uap air} = 0,04 \text{ atm}$

$P_1 = \text{tekanan udara} = 1 \text{ atm}$

$V_w = V_d (T_1/T_s) \cdot (P_1/(P_1-P'))$

$V_w = 50 ((273+30)/273) \times (1/(1-0,04))$

$V_w = 57,8 \text{ m}^3/\text{jam} = 2037,4138 \text{ cuft}/\text{jam} = 33,9569 \text{ cuft}/\text{min}$

Dari fig 1 Branen, didapat kompresor yang digunakan reciprocating

$P_2 = 1,3 \text{ atm}$

Compresor ratio = 1,3

Dipilih reciprocating compressor 1 stage horizontal

BM rata – rata = 28,14

$$\text{BHP} = -w = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{M} \cdot \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right]$$

(Coulson, 2005)

$R = 8,324 \text{ J/molK}$

$n = 1,4$

$T_1 = 303 \text{ K}$

$P_2/P_1 = 1,3$

$\text{BHP} = 892,24 \text{ J/mol}$

---

---

Untuk reciprocating compressor, efisiensi 65% (Coulson,2005)

Actual work required = BHP/efisiensi =  $892,24 / 65\% = 1372,6715$  J/mol

Kecepatan udara masuk =  $(P1 Vw) / (R T1) = 2,3$  kmol/jam

Power motor =  $(1372,6715/3600) \times 2,3 = 0,8865$  kW = 1,1879 HP

Standart NEMA = 2 HP

2. Alat yang digunakan

2.1 Cooling Tower

Fungsi : Tempat mendinginkan air pendingin dan mensirkulasikan kembali

Suhu air masuk cooling :  $85\text{ }^\circ\text{C} = 185\text{ }^\circ\text{F}$

Suhu air keluar cooling :  $30\text{ }^\circ\text{C} = 86\text{ }^\circ\text{F}$

Kecepatan pemasukan :  $47177,4790$  kg/jam = 211,5063434 gpm

Digunakan udara sebagai medium pendingin dengan RH = 80%

Dry bulb temp  $90\text{ }^\circ\text{F}$

Wet bulb temp  $80\text{ }^\circ\text{F}$

Tabel 17.2 Kern hal 585 diperoleh humidity udara  $30\text{ }^\circ\text{C} = 0,0262$  lb air/lb udara kering

Maka setiap lb udara kering membawa 0,0262 lb air

Kehilangan air akibat penguapan ( $W_e$ )

$W_e = 0,00085 W_c (T_2 - T_1)$  (Perry 1999), dimana  $W_c$  adalah jumlah air yang diinginkan

$W_c = 47177,4790$  kg/jam

$W_e = 2205,5471$  kg/jam = 4862,3933 lb/jam

Udara yang dipindahkan ke fan = (air menguap / humidity udara)

Udara yang dipindahkan =  $179027,7373$  lb udara kering / jam

Kecepatan air 5 gpm

Wet bulb  $80\text{ }^\circ\text{F}$

$\rho$  air =  $997$  kg/m<sup>3</sup> = 28,23356 kg/cuft

$\mu$  air =  $0,85$  cp = 2,057 lb/ft jam = 3,0611 kg/ m jam

laju alir massa = 786,2913 kg/menit

Holding time = 30 menit

$$Q_t = 27,8475 \text{ cuft/menit} = 207,5115 \text{ gpm}$$

$$\text{Cooling tower area} = \text{debit air yang diinginkan} / \text{kecepatan air} = 41,5023 \text{ ft}^2$$

Over design 20%

$$\text{Luas cooling area} = 49,8028 \text{ ft}^2 = 4,6268 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi} = \text{volume/luas} = 5,1136 \text{ m}$$

Kebutuhan make up air cooling tower

$$W_m = W_e + W_d + W_b \text{ (Perry 12-9)}$$

$$W_b = W_e / (s-1) \text{ (Perry 12-12)}$$

$$W_d = 0,0002 W_e \text{ (Perry 12-17)}$$

Dimana

$W_m$  = jumlah make up water

$W_e$  = air hilang karena penguapan

$W_d$  = air hilang karena dikeluarkan

$W_b$  = air hilang untuk blowdown

$s$  = cycle of cooling tower = 5

$$W_b = W_e / (s-1) = 1215,5983 \text{ lb/jam}$$

$$W_d = 0,9725 \text{ lb/jam}$$

Jadi,

$$W_m = W_e + W_d + W_b = 6078,9642 \text{ lb/jam} = 2757,3750 \text{ kg/jam} = 66177,0009 \text{ kg/hari}$$

Daya penggerak fan cooling tower

Performance cooling tower 90%

$$\text{Daya penggerak fan cooling tower} = 0,03 \text{ hp/ft}^2$$

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan (BHP)} = \text{luas tower} \times \text{daya penggerak fan} = 1,4941 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%

$$\text{Power motor} = \text{BHP} = 1,8676 \text{ HP}$$

Digunakan 1 fan dengan motor 2 HP

## 2.2 Bak Penampung sementara (BU01)

Tugas : menampung air dan selanjutnya didistribusikan ke semua pengolahan air.



---

---

Kapasitas : 90.243,7855 kg/jam

Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam

Volume tangki = 99,2682 m<sup>3</sup>/jam

Dimensi bak dirancang

P = 4,3132 m

L = 2,1566 m

T = 8,6264 m

Bahan digunakan adalah beton

### 2.3 Demineralizer

Kation Exchanger

Bahan : Stainless steel 304

Tugas : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Resin : Natural Greensand Zeolit

Kapasitas

Jumlah air diolah (W) : 51.067,75 kg/jam

Densitas (p) : 1023,01 kg/m<sup>3</sup>

Overdesign : 20%

Kapasitas :  $1,2 \times W / p = 59,9028 \text{ m}^3/\text{jam}$

Perancangan waktu siklus kation exchanger

Waktu operasi :  $t_o = 16 \text{ jam}$

Waktu pencucian :  $t_w = 4 \text{ jam}$

Waktu regenerasi :  $t_r = 4 \text{ jam}$

Waktu siklus :  $t_c = 24 \text{ jam}$

Kisaran laju air melalui bed zeolite 3 – 8 gpm / ft<sup>2</sup> (Powl 1954)

Dirancang :

Kecepatan air diambil 3 gpm / ft<sup>2</sup> = 7,3334 m<sup>3</sup>/jam m<sup>2</sup>

Luas tampang kolom A = Q / kec air = 8,1685 m<sup>2</sup>

Diameter = D =  $(4 A / \pi)^{0,5} = 3,2258 \text{ m}$

Setelah proses pelunakan awal di Bak pengendapan awal kesadahan air berkisar 50 – 70 ppm

---

---

Kapasitas Natural Green Sand Zeolit = 3000 grain hardness/ cuft (Nalco, 1978) tiap 1 cuft zeolite dapat menghilangkan 2000 – 12000 grain hardness dalam 1 galon air rata terdapat 10 grain hardness (Powl 1954)

Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama waktu operasi = 57,1959 kg = 882666,2449 grain

Volum bed zeolite V = kesadahan air yang dihilangkan / kapasitas zeolite = 294,222 cuft = 8,3314 m<sup>3</sup>

Tinggi bed zeolite : 1,02 m

Tinggi cairan di atas bed : 1 m

Tinggi cairan di bawah bed : 1 m

Tinggi kolom : 3,02 m

Kebutuhan NaCl untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi : 0,5 lb / 1000 grain hardness

Jumlah HCl = 200,185 kg/waktu siklus

Anion Exchanger

Tugas : Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger

Resin : Synthetix resin anion exchanger

Kapasitas :

W = 5106,7487 kg/jam

$\rho$  = 997 kg/m<sup>2</sup>

Overdesign = 20%

Kapasitas : 1,2 x W /  $\rho$  = 59.9028 m<sup>3</sup>/jam

Perancangan waktu siklus anion exchanger

Waktu operasi :  $t_o$  = 22,5 jam

Waktu pencucian :  $t_w$  = 0,5 jam

Waktu regenerasi :  $t_r$  = 1 jam

---

---

Waktu siklus :  $t_c = 24$  jam

Karakteristik synthetic resin anion exchanger

Kapasitas = 10000 – 22000 grain / cuft (Nalco, 1978)

Kecepatan aliran air = 5 – 7,5 gpm / ft<sup>2</sup>

Kebutuhan regenerasi NaOH = 12 lb/cuft

Dirancang :

Kecepatan air diambil 5 gpm / ft<sup>2</sup> = 12,2224 m<sup>3</sup> / jam m<sup>2</sup>

Luas kolom A = Q / kec air = 4,9 m<sup>2</sup>

Diameter =  $(4 \times A / \pi)^{0,5} = 2,4987$  m

Setelah proses pelunakan awal di bak penampungan awal, kesadahan air biasanya 50-70 ppm

Dipakai kapasitas resin = 10000 grain / cuft

Diperkirakan :

Total anion sebelum lewat AEU = 70 ppm

Total anion setelah lewat AEU = 0 ppm

Total anion yang dihilangkan selama waktu operasi = 80,4317 kg = 1241249,4 grain

Volume bed resin V = kesadahan air dihilangkan / kapasitas resin = 124,125 cuft

Volume bed resin V = 3,5148 m<sup>3</sup>

Tinggi bed zeolite = 3,5148 / 4,9011 = 0,7172 m

Tinggi cairan diatas bed = 1 m

Tinggi cairan dibawah bed = 1 m

Tinggi kolom = 2,7172 m

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi = 12 lb/cuft

Jumlah NaOH = 1489,499 lb/waktu siklus = 675,626 kg/waktu siklus

#### 2.4 Tangki Air Demin (TU-05)

Bahan : Carbon steel

Tugas : Menampung sementara air make up boiler dan ion exchanger

Kecepatan volumetric : 59,9 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal : 6 jam (Perry 1997)

---

Volume terisi : 80%

Volume bak :  $F_v \times t / 80\% = 449,27 \text{ m}^3$

Diambil  $H/D = 1,5$

Diameter tangki = 7,253 m

Tinggi tangki =  $7,253 \times 1,5 = 10,87 \text{ m}$

2.5 Daerator

Bahan : Stainless stell 304

Tugas : Melepaskan gas – gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>

Jenis : Silinder tegak dengan bahan isian

Perancangan

Bahan isian : Raschig ring ceramic

D<sub>p</sub> : 1 in = 25,4 mm

Packing faktor : 160 (tabel 11.2 Coulson,1983)

Kecepatan air : 51067,75 kg/jam = 2834,6 kmol/jam

Kecepatan steam: 1000 kg/jam = 55,6 kmol/jam

Massa jenis air: 995,7 kg/m<sup>3</sup>

Massa jenis steam : 955,7704 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas air : 1 cP = 0,001 Ns/m<sup>2</sup>

$FL_v = L / v (MJ_v / MJ_1)^{0,5}$

$FL_v = 50,03$

Dari fig 11.44 Coulson dengan dP/m diambil 8 mm air/m

Didapat  $K_4 = 1$

$V_w' = ((K_4 \times MJ_v \times (MJ_1 - MJ_v) / 13,1 \times F_p \times (vis_1 / MJ_1)^{0,1})^{0,5}$

$V_w' = ((1 \times 955,7704 \times (995,7 - 955,7704) / (13,1 \times 160 \times (0,001/995,7)^{0,1}))^{0,5}$

$V_w' = 36,321 \text{ kg/m}^2\text{s}$

Luas penampang =  $1000 / (36,321 \times 3600) = 0,01 \text{ m}^2$

Diameter bed = 0,0987 m

Dipakai  $D = 0,1 \text{ m}$

Untuk diameter packing 2 in tinggi bed diperkirakan 0,75 – 1 m (Coulson,1983)

Ho (tinggi bed) = 1 m

---

---

$$H1 \text{ tinggi ruang diatas bed} = H_o/2 = 0,5 \text{ m}$$

$$H2 \text{ (tinggi ruang dibawah bed)} = H_o = 1 \text{ m}$$

$$H_s = H_o + H1 + H2 = 2,5 \text{ m}$$

Digunakan elliptical dished head dengan  $a/b = 2$

$$H_h = D/4 = 0,025 \text{ m}$$

$$H \text{ total} = H_s + 2 H_h = 2,55 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = 0,02 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume} = 5,29 \text{ gallon}$$

## 2.6 Boiler

Tugas : menyediakan steam jenuh untuk memenuhi kebutuhan steam

Jenis : Water tube boiler

Jumlah steam : 40247,61 kg/jam = 88750,013 lb/jam

Dari steam table

$$P = 14,5 \text{ psi}$$

$T = 123 \text{ }^\circ\text{F}$  (suhu dipakai  $120^\circ \text{C}$ , tetapi dibuat  $127^\circ\text{C}$  asumsi hilang  $7^\circ\text{C}$  saat berjalan ke proses)

$$H_g = 2774,2 \text{ BTU/lb}$$

$$H_f = 752,82 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{fg} = 2021,38 \text{ BTU/lb}$$

Efisiensi boiler 85%

$$\text{Air umpan} = 40247,61 \text{ kg/jam} / 85\% = 47350,1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu air umpan } T_1 = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{Beban boiler} = m \text{ cp dt air} + m \text{ air (H}_v\text{-H}_d)$$

$$\text{Beban boiler} = 100.116.177 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan bahan bakar fuel oil (solar) dengan spesifikasi

Normal heating value (F) = 45600 kJ/kg (<http://indonesia-property.com>)

Densitas 0,85 kg/L

Efisiensi 80%

---

---

Kebutuhan solar =  $Q / (F \times p) = 100.116.177 / 30862,08 = 3243,99 \text{ L/jam}$

Kebutuhan solar = 77855,6806 L/hari

### 2.7 Tangki Larutan N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

Tugas : membuat larutan N<sub>2</sub>H<sub>2</sub> yang mencegah pembentukan kerak dalam proses

Air yang diolah sebanyak 51067,7478 kg/ jam = 51,0677 m<sup>3</sup>/jam = 13.491,38 gallon/jam

Kebutuhan N<sub>2</sub>H<sub>2</sub> = 30 ppm = 1,5320 kg/jam

p N<sub>2</sub>H<sub>2</sub> = 1,0210 lb/cuft

Volume N<sub>2</sub>H<sub>2</sub> = 0,052989 cuft/hari

Waktu tinggal = 30 hari = 720 jam

Overdesign 20%

Dibuat larutan N<sub>2</sub>H<sub>2</sub> 5 %

Volume larutan = 763,037 cuft = 21,6068 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 25,93 m<sup>3</sup>

Bentuk tangki = silinder tegak

Ukuran tangki = H/D = 1

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \cdot (D)$$

= 3,21 m , jadi H = D = 3,21 m

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran pengadukan 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis

Volume : 2,93 m<sup>3</sup>

Diameter : 3,21 m

Tinggi : 3,21 m

Jenis pengaduk : marine propeller 3 blade

Bahan : Stainless steel

### 2.9 Tangki kaporit

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu

---

---

Jumlah air yang diolah = 1090,4 kg/jam

Kebutuhan kaporit = 5 ppm

Kebutuhan kaporit =  $(5/1000000) \times 1090,4 = 0,0022$  kg/jam

Kebutuhan larutan kaporit 5% =  $(100/5) \times 0,0022 = 0,1090$  kg/jam

Densitas larutan dianggap 997 kg/m<sup>3</sup>

Keperluan 1 bulan :

Volume cairan =  $30 \times 24 \times (0,1090/997) = 0,0787$  m<sup>3</sup>

Overdesign 20% maka = 0,0945 m<sup>3</sup>

$V = (\pi/4) D \times D \times D$

$D = (4 \times V / \pi)^{(1/3)}$

D = 0,3919 m

H = 0,7838 m

Bahan = Fyber

### 2.10 Tangki Air Sanitasi

Fungsi : menampung air bersih untuk perkantoran sehari - hari

Bahan : Fyber

Air ditampung : 1090,4 kg/ jam = 1,0904 m<sup>3</sup> / jam

Kapasitas 7 hari kedepan:

Overdesign 20%

Bentuk : silinder vertical

Volume : 219,8264 m<sup>3</sup>

D/H = 2 : 1

$H = ( 2 \times V / \pi )^{(1/3)}$

H = 5,1927 m

D = 10,3854 m

### 3.12 Tangki Larutan NaCl

Tugas :Membuat larutan HCl yang akan digunakan regenerasi Kation exchanger

Densitas : 62,4 lb/cuft

Dibuat larutan NaCl : 5%

Volume kation echanger : 294,2221 cuft = 8,3314 m<sup>3</sup>

---

---

NaCl dibutuhkan : 13.239,99 lb

Overdesign : 20%

Volume tangki : 7,21 m<sup>3</sup>

Bentuk tangki : silinder tegak

Ukuran tangki : H/D = 1

$V = (\pi/4) D \times D \times D$  □

D = 2,09 m

H = 2,09 m

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis : silinder tegak

Volume : 7,21 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,0942 m

Tinggi : 2,0942 m

Jenis pengaduk : Marine Propeler 3 blade

Bahan : Stainless steel 304

## 2.12 Tangki Larutan NaOH

Tugas : Membuat larutan NaOH yang akan digunakan regenerasi Anion exchanger.

Densitas : 62,2 lb/cuft

Dibuat larutan NaOH : 5%

Volume anion echanger: 124,125 cuft = 3,515 m<sup>3</sup>

NaOH dibutuhkan : 44684,978 lb

Volume NaOH : 716,1054 cuft = 20,2778 m<sup>3</sup>

Overdesign : 20%

Volume tangki : 24,33 m<sup>3</sup>

Bentuk tangki : silinder tegak

Ukuran tangki : H/D = 1

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.V}{\pi}}$$

---

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D



$D = 3,14 \text{ m}$

$H = 3,14 \text{ m}$

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis : silinder tegak

Volume :  $24,33 \text{ m}^3$

Diameter : 3,14 m

Tinggi : 3,14 m

Jenis pengaduk: Marine Propeler 3 blade

Bahan : Stainless steel 304

#### 1.15 Pompa

Type : *Centrifugal Pump*, karena :

- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

Bahan : *Stainless Steel*

Rate masuk =  $1090,4 \text{ kg/jam} = 0,6678 \text{ lb/s}$

Densitas =  $995,6470 \text{ kg/m}^3 = 62,1563 \text{ lb/ft}^3$

Rate volumetrik (Q) = massa/densitas

=  $0,6678 / 62,1563$

=  $0,0107 \text{ ft}^3/\text{s}$

=  $4,8219 \text{ gpm}$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ( $NRe > 2100$ ), sehingga digunakan persamaan untuk  $Di \geq 1 \text{ in}$ , yaitu :

$Di_{opt} = 3,6 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Pers. 45, Peters, hal 365)

Dimana :

$Di_{opt}$  = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric,  $\text{ft}^3/\text{s}$

$\rho$  = density fluida,  $\text{lb/ft}^3$

---

---

---

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times 0,1300 \times 1,7106 \\ &= 0,8674 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman dipilih NPS 1 in sch 80 diperoleh

$$OD = 1,315 \text{ in}$$

$$ID = 0,957 \text{ in}$$

$$A = 0,00499 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = Q/A$$

Dimana :

$v$  = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

$Q$  = laju alir volumetric, ft<sup>3</sup>/s

$A$  = inside sectional area, ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} V &= 0,0107/0,00499 \\ &= 2,1529 \text{ ft/s} \\ &= 0,6562 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \rho v D/\mu$$

Dimana :

$\rho$  = densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

$v$  = kecepatan linier (ft/s)

$D$  = diameter dalam pipa (ft)

$\mu$  = viskositas (lb/ft s)

$$\begin{aligned} Nre &= (62,1563 \times 2,1529 \times 0,0798) / 0,0005 \\ &= 19485,07 \text{ (asumsi aliran turbulen benar)} \end{aligned}$$

*Head Losses* ( $H_F$ )

a). *Sudden Contraction Losses*

$$h_c = k_c \times (V^2 / 2 \times g \times \alpha) \quad (\text{Pers. 2.10-16, Geankoplis, hal 98})$$

$(A_1 \gg A_2)$ , dimana:

$$A_1 = 246,483 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = 0,00499 \text{ ft}^2$$

$$\text{Karena, } A_2/A_1 = 0,00499 / 246,483 = 2,02448\text{E-}05 < 0,715$$

$$\text{Maka, } k_c = 0,4 \times (1,25 - (A_2 - A_1))$$

$$= 0,5$$

$\alpha = 1$  untuk aliran turbulen

$$\text{sehingga, } h_c = k_c \times (V^2 / (2 \times g \times \alpha))$$

$$= 0,036 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

b). *Sudden Enlargement Losses*

$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 = 0,00499 \text{ ft}^2 \quad A_2 = 911,347 \text{ ft}^2$$

Dimana :

$$K_{ex} = (1 - (A_1/A_2))^2$$

$$= 0,999$$

$$\text{Sehingga, } h_{ex} = k_{ex} \times (V^2 / (2 \times g \times \alpha)) \quad (\text{Pers. 2.10-15, Geankoplis, hal 98})$$

$$= 0,072 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}/\text{lb}_m$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \times (V^2 / (2 \times g \times \alpha)) \quad (\text{Pers. 2.10-17, Geankoplis, hal 99})$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

$$\text{Elbow, } 90^\circ \quad \rightarrow k_f = 0,75$$

$$\text{Gate valve (wide open) } \rightarrow k_f = 0,17$$

$$\text{Coupling} \quad \rightarrow k_f = 0,04$$

Asumsi, panjang pipa = 18 m

Maka :

$$3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 k_f = 2,25$$

$$1 \text{ gate valve} = 1 k_f = 0,17$$

$$3 \text{ coupling} = 3 k_f = 0,12$$

---

---

$$\text{Total } k_f = 2,54$$

$$\text{Sehingga, } h_f = k_f \times (V^2 / (2 \times g_c \times \alpha)) = 0,1829 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

d). *Losses in pipe straight*

$$H_f = (4f \cdot v^2 \cdot \Sigma L_e) / (2 \cdot \text{ID} \cdot G_c) \quad (\text{Pers. 2.10-6, Geankoplis, hal 92})$$

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

$$\text{Elbow, } 90^\circ \quad \rightarrow L/D = 35$$

$$\text{Gate valve (wide open)} \rightarrow L/D = 9$$

$$\text{Coupling} \quad \rightarrow L/D = 2$$

Maka :

$$3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 \cdot \text{ID} \cdot L/D = 8,37$$

$$1 \text{ gate valve} = 1 \cdot \text{ID} \cdot L/D = 0,71775$$

$$3 \text{ coupling} = 3 \cdot \text{ID} \cdot L/D = 0,4785$$

$$\text{Total } L_e = 8,3773$$

$$\Sigma L = L + L_e$$

$$= 59,0544 + 9,57$$

$$= 68,624 \text{ ft}$$

$$= 20,916 \text{ m}$$

\* Menghitung *Fanning Friction Factor* (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel  $\rightarrow \varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$

Sehingga ,  $\varepsilon/D = 0,0019$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai  $N_{re} = 19485,07$

didapatkan nilai  $f = 0,007$

$$\text{Sehingga } H_f = 1,735 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

\* Menghitung energi yang hilang karena gesekan ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = H_F = h_c + h_{ex} + h_f + h_F$$

$$= 2,0265 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

\* Menghitung *Static Head*

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 7,8299 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1$$

$$= 7,8299 - 0$$

$$= 7,8299 \text{ ft}$$

$$g/gc = 1 \text{ lbf/lbm}$$

$$\Delta Z (g/gc) = 7,8299 \times 1$$

$$= 7,8299 \text{ ft lbf/lbm}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka  $V_1 = V_2$

Sehingga *velocity head*  $(V^2 / 2agc) = 0,072$

\* Menghitung *Pressure Head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta P = P_1 \times \text{velocity}$$

$$= 2116 \times 0,072$$

$$= 152,42 \text{ lb/ft}^2$$

Sehingga,  $\Delta P/\rho = 2,4522 \text{ ft}$

\* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

$$= 12,38 \text{ ft. lbf/lbm}$$

\* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$BHP = (Q_f \cdot \rho \cdot (W_f)) / (550 \cdot \eta)$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk  $Q_f = 4,82 \text{ gpm} = 1,1 \text{ m}^3/\text{jam}$

diperoleh  $\eta$  pompa = 37 %

Sehingga, BHP = 0,0406

Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP 0,0406

$$H_p = 0,0303$$

diperoleh  $\eta$  motor = 0,8

$$\begin{aligned} P_{\text{motor}} &= \text{BHP}/\eta \\ &= 0,0406/0,8 \\ &= 0,0508 \text{ hp} \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan power = 1 hp

Spesifikasi

Rate Volumetrik : 0,0107 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan aliran : 2,1529 ft/s

Ukuran Pipa	: NPS	= 1 in
	Sch. Number	= 80
	OD	= 1,315 in
	ID	= 0,957 in
	Flow area	= 0,00499 in <sup>2</sup>
	Power pompa	= 0,0406 hp
	Power motor	= 0,0508 hp

## EKONOMI TEKNIK

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau suatu titik

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

---

---

dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan

Dasar perhitungan : Kapasitas produksi : 12.000 ton / tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 tahun

Nilai kurs 1 USD : 14237 (02 januari 2020, kursdollar.net)

Tahun evaluasi : 2020

Harga alat pada tahun : 2014

Pabrik didirikan pada tahun 2024

Indeks dari Peters,2003

Tahun ke-	index	tahun
1	359,20	1993
2	368,10	1994
3	381,10	1995
4	381,70	1996
5	386,50	1997
6	389,50	1998
7	390,60	1999
8	394,10	2000
9	394,30	2001
10	395,60	2002

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased equipment cost total (PEC) = \$ 8.329.641,67 = Rp 118.589.108.471,79

(Biaya selama pengangkutan, cara pengangkutan, berat, ukuran)

1. Delivered Equipment Cost (DEC)

---

---

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

$$\text{DEC} = 10\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 11.858.910.847,18$$

2. Instalasi (Biaya pasang alat) (25% sd 55% PEC Peters hal 245)

$$\text{Material 25\% PEC} = 25\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 29.647.272.117,95$$

$$\text{Buruh (20\% PEC)} = 20\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Jumlah manhour} = \text{Rp } 23.717.821.694,36 / \text{Rp } 9.338,94$$

$$= \text{Rp } 2.539.668,94$$

$$\text{Buruh lokal (100\%)} = 100\% \times 9.338,94 \times 2.539.668,94$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Total Cost} = \text{Rp } 53.365.098.812,30$$

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% Peters hal 245

$$\text{Material (25\% PEC)} = 25\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 29.647.272.117,95$$

$$\text{Buruh (20\% PEC)} = 20\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Jumlah Manhour} = \text{Rp } 23.717.821.694,36 / \text{Rp } 9.338,94$$

$$= \text{Rp } 2.539.668,94$$

$$\text{Buruh lokal (100\%)} = 100\% \times 9.338,94 \times 2.539.668,94$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Total Cost} = \text{Rp } 53.365.098.812,30$$

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat-alat kontrol) 8-50% peters hal 245

$$\text{Material (20\% PEC)} = 20\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Buruh (20\% PEC)} = 20\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79$$

$$= \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

$$\text{Jumlah Manhour} = \text{Rp } 23.717.821.694,36 / 9.338,94$$

$$= \text{Rp } 2.539.668,94$$



$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (100\%)} &= 100\% \times 9.338,94 \times 2.539.668,94 \\ &= \text{Rp } 3.053.134.586,25 \end{aligned}$$

$$\text{Total Cost} = \text{Rp } 23.717.821.694,36$$

5. Listrik 15-30% PEC Peters hal 273

$$\begin{aligned} \text{Material (15\% PEC)} &= 15\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79 \\ &= \text{Rp } 17.788.366.270,77 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (15\% PEC)} &= 15\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79 \\ &= \text{Rp } 17.788.366.270,77 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Manhour} &= \text{Rp } 17.788.366.270,77 / 9.338,94 \\ &= \text{Rp } 1.904.751,70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (100\%)} &= 100\% \times 9.338,94 \times 1.904.751,70 \\ &= \text{Rp } 17.788.366.270,77 \end{aligned}$$

$$\text{Total cost} = \text{Rp } 35.576.732.541,54$$

6. Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa) = 8% -9% PEC

$$\begin{aligned} \text{Material (5\% PEC)} &= 5\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79 \\ &= \text{Rp } 5.929.455.423,59 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (4\% PEC)} &= 4\% \times \text{Rp } 118.589.108.471,79 \\ &= \text{Rp } 4.743.564.338,87 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Manhour} &= \text{Rp } 4.743.564.338,87 / 9.338,94 \\ &= \text{Rp } 507.933,79 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (100\%)} &= 100\% \times 9.338,94 \times 507.933,79 \\ &= \text{Rp } 4.743.564.338,87 \end{aligned}$$

$$\text{Total cost} = \text{Rp } 10.673.019.762,46$$

Bangunan

Luas masing-masing bangunan =

NO	Nama bangunan	P (m)	L(m)	jumlah	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	4	5	2	40

2	Ruang Kontrol	30	7	1	210
3	Gudang Kontrol	30	17	2	1020
4	Kantor	20	12	1	240
5	Masjid	10	10	1	100
6	Kantin	10	10	1	100
7	Poliklinik	10	8	1	80
8	Gedung Pertemuan	20	10	2	200
9	Laboratorium	30	7	1	210
10	Bengkel	20	12	1	240
11	Perpustakaan	8	6	1	48
12	Daerah Proses	50	20	1	1000
13	Daerah Utilitas	50	15	1	750
14	Area Tangki	13	10	2	260
15	Unit Pengolah Limbah	13	8	1	104
16	Tempat Parkir	13	10	1	130
17	Tempat Parkir Truk	17	9	1	153
18	Taman	10	6	1	60
19	Jalan Raya	150	8	1	1200
20	Area pengembangan				2000
	TOTAL				8145

#### Harga di Kawasan Industri Boyolali

Tahun 2014 \$ 250,00 = Rp 1.500.000,00/m<sup>2</sup>

Tahun 2020 = Rp 1.561.421,21/m<sup>2</sup>

Biaya bangunan = Rp 7.185.618.981,66

1. Pengembangan Lahan (Yard Improvment) = 10% -20% PEC

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya.

Harga = Rp 1.500.000,00 /m<sup>2</sup> untuk biaya taman, pagar, dan area parkir

Biaya = Rp 3.514.500.000,00

Luas Jalan = 1200/m<sup>2</sup>

Harga Jalan aspal = Rp 150.000/m<sup>2</sup>

([www.pengaspalanhotmix.com/2017/01/tukang-borong-an-aspal-hotmix-di-sentul.html](http://www.pengaspalanhotmix.com/2017/01/tukang-borong-an-aspal-hotmix-di-sentul.html))

Biaya Jalan = Rp 180.000.000

Biaya Pengembangan = Rp 3.694.500.000,00

## 2. Tanah

Luas tanah = 8145 m<sup>2</sup>

Harga tanah = Rp 2.380.952,00/m<sup>2</sup>tahun 2016

= Rp 2.498.893,35/m<sup>2</sup> tahun 2020

Biaya tanah = Rp 20.353.486.370,65

## 1. Peralatan Utilitas (PEC-UT)

No	Nama alat	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Harga 2024 (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Screen	1	23300	25223,6238	25223,6238	359108732
2	Boiler	1	1673900	1812095,445	1812095,445	25798802853
3	Deaerator	1	260	281,4653299	281,4653299	4007221,902
4	Tangki Pendingin 1	1	0	0	0	10965810
5	Tangki pendingin 2	1	17600	19053,03772	19053,03772	271258098
6	Tangki Demineralizer	1	0	0	0	1004611295
7	Tangki Sanitasi	1	0	0	0	393194945
8	Tangki NaCl	1	0	0	0	16099884
9	Tangki Kaporit	1	0	0	0	160999
10	Tangki NaOH	1	0	0	0	54417607
11	Tangki N2H2	1	20700	22408,9705	22408,9705	319036513

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

12	Tangki Cation exchanger	2	125500	135861,1496	271722,2993	3868510375
13	Tangki anion exchanger	2	125500	135861,1496	271722,2993	3868510375
14	Pompa-01	1	4200	4546,747637	4546,747637	64732046,11
15	Pompa-02	1	4200	4546,747637	4546,747637	64732046,11
16	Pompa-03	1	4300	4655,003533	4655,003533	66273285,3
17	Pompa-04	1	4300	4655,003533	4655,003533	66273285,3
18	Pompa-05	1	4300	4655,003533	4655,003533	66273285,3
19	Pompa-06	1	14600	15805,36083	15805,36083	225020922,2
20	Pompa-07	1	14600	15805,36083	15805,36083	225020922,2
21	Pompa-08	1	14600	15805,36083	15805,36083	225020922,2
22	Pompa-09	1	14600	15805,36083	15805,36083	225020922,2
27	Pompa-10	1	14600	15805,36083	15805,36083	225020922,2
30	TOTAL				\$ 2.524.592,45	11.898.667.521,91

Harga alat lokal Rp 800.000,00 /m<sup>3</sup>

NO	Nama alat	Jumlah	Volume (m <sup>3</sup> )	Harga total (Rp)
1	Bak penampung	1	99,2682	79.414,53

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost total (PEC) = Rp 37.501.487.797,17

(Biaya selama pengangkutan, cara pengangkutan, berat, ukuran)

1. Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

DEC = 10% x Rp 37.501.487.797,17

= Rp 3.750.148.779,72

2. Instalasi (Biaya pasang alat) (25% sd 55% PEC Peters hal 245)

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

---

---

biaya pembangunan untuk menyokong PEC

Material 25% PEC	= 25% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 9.375.371.949,29
Buruh (20% PEC)	= 20% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 7.500.297.559,43
Jumlah manhour	= Rp 7.500.297.559,43/ Rp 9.338,94
	= Rp 803.120,67
Buruh lokal (100%)	= 100% x 9.338,94 x 803.120,67
	= Rp 7.500.297.559,43
Total Cost	= Rp 16.875.669.508,73

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% Peters hal 245

Material (25% PEC)	= 25% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 9.375.371.949,29
Buruh (20% PEC)	= 20% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp . 7.500.297.559,43
Jumlah Manhour	= Rp 7.500.297.559,43/ Rp 9.338,94
	= Rp 803.120,67
Buruh lokal (100%)	= 100% x 9.338,94 x 803.120,67
	= Rp 7.500.297.559,43
Total Cost	= Rp 16.875.669.508,73

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat-alat kontrol) 8-50% peters hal 245

Material (20% PEC)	= 20% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 7.500.297.559,43
Buruh (10% PEC)	= 10% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 3.750.148.779,72
Jumlah Manhour	= Rp 3.750.148.779,72 / Rp 9.338,94
	= Rp 401.560,33
Buruh lokal (100%)	= 100% x 9.338,94x 401.560,33
	= Rp 3.750.148.779,72
Total Cost	= Rp 11.250.446.339,15

5. Listrik 15-30% PEC Peters hal 273

Material (15% PEC)	= 15% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 5.625.223.169,58
Buruh (5% PEC)	= 5% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 1.875.074.389,86
Jumlah Manhour	= Rp 1.875.074.389,86 / Rp 9.338,94
	= Rp 200.780,17
Buruh lokal (100%)	= 100% x 9.338,94 x 200.780,17
	= Rp 1.875.074.389,86
Total Cost	= Rp 7.500.297.559,43

6. Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa) = 8% -9% PEC

Material (5% PEC)	= 5% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 1.875.074.389,86
Buruh (4% PEC)	= 4% x Rp 37.501.487.797,17
	= Rp 1.500.059.511,89
Jumlah Manhour	= Rp 1.500.059.511,89 / Rp 9.338,94
	= Rp 160.624,13
Buruh lokal (100%)	= 100% x 9.338,94 x 160.624,13
	= Rp 1.500.059.511,89
Total Cost	= Rp 3.375.133.901,75
PPC UTILITAS	= Rp 59.627.365.597,50

FIXED CAPITAL INVESMENT	Rp
PEC	156.090.596.268,96
Instalasi	70.240.768.321,03
Pemipaan	70.240.768.321,03
Instrument	58.686.089.727,87
Listrik	43.077.030.100,97
Isolasi	14.048.153.664,21
Tanah	20.353.486.370,65

Bangunan	7.185.618.981,66
Pengembangan	3.694.500.000,00
<b>Jumlah PPC</b>	<b>443.617.011.756,36</b>
Engineering & construction 30%	133.085.103.526,91
<b>Jumlah DPC</b>	<b>576.702.115.283,27</b>
Contractor's fee 20%	115.340.423.056,65
Contingency 15%	86.505.317.292,49
<b>Jumlah FCI</b>	<b>778.547.855.632,42</b>

## MANUFACTURING COST (BIAYA PRODUKSI)

### DIRECT MANUFACTURING COST

#### 1. BAHAN BAKU

Harga bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Rp/kg	Harga (Rp)
Biji Sorgum	3896,801376	2000,00	61.725.333.799,51
H <sub>2</sub> O	11,105	3200,00	281.445.120,00
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,0784523	6000,00	7.036.688.053,14
Enzim Amilase	920,8777446	14.620	106.628.802.397,69
S. Cerevisiae	997,2552156	8.772	69.283.548.192,94
<b>TOTAL</b>			<b>244.955.817.563,29</b>

#### 2. Gaji Karyawan

Gaji karyawan / tahun = Rp 6.881.935.473,46

#### 3. Supervisi (15% karyawan)

(15% labor Peter 266) = Rp 1.032.290.321,02

#### 4. Maintenance (5% FCI) = Rp 38.927.392.781,62 (2-10% FCI Peter 268)

#### 5. Plant supplies (15% maintenance) = Rp 5.839.108.917,24

(15% maintenance Peter 268)

Harga produk	Rp/kg	kg	Harga Rp
Etanol	70000	1594,0265	883.728.301.571,84
Tepung sorgum	15000	194,8401	23.147.000.174,82
Cake	3000	3723,616017	88.473.116.569,94
<b>TOTAL</b>			<b>995.348.418.316,60</b>

6. Royalty dan patent (1% sales) = Rp 9.953.484.183,17 (0-6% total produk

Peter hal 269)

7. Kebutuhan bahan utilitas

Bahan baku

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	kg/tahun	Harga (Rp/kg)	Harga total (Rp/tahun)
Natural Greensand Zeolit	0,194	1.539,66	25000,00	38.491.446,35
Resin anion exchanger	0,648	5.132,19	30000,00	153.965.785,38
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (Hidrazin)	1,532	12.133,70	20000,00	242.673.941,98
Karbon aktif	0,007	55,44	11000,00	609.840,00
Kaporit	0,109	863,60	3000,00	2.590.790,40
HCl	6,008	47.585,35	1500,00	71.378.031,86
NaOH	20,278	160.600,57	4700,00	754.822.686,95
Solar (L/jam)	3.243,987	25.692.374,60	5150,00	132.315.729.197,93
<b>TOTAL</b>				<b>133.580.261.720,85</b>

Bahan	Kebutuhan (m <sup>3</sup> /jam)	m <sup>3</sup> /tahun	Harga (Rp/m <sup>3</sup> )	Harga total (Rp/tahun)
Air	90,2438	714730,7808	3200	2.287.138.499
Air make up	8,113	64.254,96	3200	205.615.872
<b>TOTAL</b>				<b>2.492.754.370,58</b>



Kebutuhan biaya utilitas = Rp 136.073.016.091,42

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp 443.663.045.331,22

8. Indirect Manufacturing cost

Payroll Overhead 15% kary = Rp 1.032.290.321,02 ( 10-20% dari labor cost, hal 273 peter)

Laboratorium 15% kary = Rp 1.032.290.321,02 ( 10-20% dari labor cost, hal 273 peter)

Pack dan Shipping 15% FCI = Rp 116.782.178.344,86 ( 10-20% FCI, hal 274 peter)

Plant Overhead 60% kary = Rp 4.129.161.284,08 ( 50-70% dari labor cost, hal 274 peter)

**Total Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Rp 122.975.920.270,98**

Fixed manufacturing Cost

Depreciation 10% FCI = Rp 77.854.785.563,24 (10 % FCI, Hal 273 peter)

Property tax 2% FCI = Rp 15.570.957.112,65 (1-4%FCI hal 273 peter)

Asuransi 1% FCI = Rp 7.785.478.556,32 (0,4-1%FCI hal 273 peter)

Total Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Rp 101.211.221.232,21

TOTAL MANUFACTURING COST = Rp 667.850.186.834,41

Rangkuman:

Manufacturing Cost	Rp
Bahan Baku	244.955.817.563,29
Buruh(Labor)	6.881.935.473,46
Supervisi	1.032.290.321,02
Perawatan	38.927.392.781,62
Plant Suplies	5.839.108.917,24
Royalty	9.953.484.183,17
Utilitas	136.073.016.091,42

<b>Direct Manufacturing Cost</b>	<b>443.663.045.331,22</b>
Payroll	1.032.290.321,02
Laboratorium	1.032.290.321,02
Plant Overhead	4.129.161.284,08
Packed	116.782.178.344,86
<b>Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>122.975.920.270,98</b>
Depresiasi	77.854.785.563,24
Pajak	15.570.957.112,65
Asuransi	7.785.478.556,32
<b>Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>101.211.221.232,21</b>
<b>Manufacturing Cost</b>	<b>667.850.186.834,41</b>

#### Working Capital (MODAL KERJA)

Persediaan bahan baku	1/12 x bahan baku	Rp	20.412.984.796,94
Bhn baku dlm proses	0,5/330x manufacturing	Rp	1.011.894.222,48
Biaya sebelum terjual	1/12 x manufacturing	Rp	55.654.182.236,20
Persediaan uang	1/12 x manufacturing	Rp	55.654.182.236,20
	<b>Total WC</b>	<b>Rp</b>	<b>132.733.243.491,82</b>

#### General Expense

Administrasi	5% MC	Rp	33.392.509.341,72
Distribution and marketing cost	10% MC	Rp	66.785.018.683,44
Finance	1% MC	Rp	6.678.501.868,34
Research and development cost	5% MC	Rp	33.392.509.341,72
<b>Total general Expense =</b>		<b>Rp</b>	<b>140.248.539.235,23</b>

Total biaya produksi = manufacturing cost + general expenses  
= Rp 808.098.726.069,64

#### Keuntungan :

Harga jual (Sa) = Rp 995.348.418.316,60

*Total cost* = Rp 872.897.358.372,15

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

Keuntungan sebelum pajak	= Rp 122.451.059.944,44
Pajak 30% dari keuntungan	= Rp 36.735.317.983,33
Keuntungan sesudah pajak	= Rp 85.715.741.961,11
ROI sebelum pajak	= 15,728 %
ROI sesudah pajak	= 11,01 %
POT sebelum pajak	= 3,8868 tahun
POT sesudah pajak	= 4,760 tahun
BEP	= 45,712 %
SDP	= 16,911 %

<b>Fixed Cost (Fa)</b>	<b>Rp</b>
Depreciation	77.854.785.563,24
Pajak	15.570.957.112,65
Insurance	7.785.478.556,32
	<b>101.211.221.232,21</b>
<b>Variable cost (Va)</b>	<b>Rp</b>
Bahan Baku	244.955.817.563,29
Royalty and Patent	9.953.484.183,17
Utilitas	133.580.261.720,85
Packaging and Shipping	116.782.178.344,86
	<b>505.271.741.812,16</b>
<b>Regulateted Cost (Ra)</b>	<b>Rp</b>
Labour	6.881.935.473,46
Maintenance	38.927.392.781,62
Plant Suplies	5.839.108.917,24
Labolatory	1.032.290.321,02
Payroll Overhead	1.032.290.321,02
Plant Overhead	4.129.161.284,08
General Expense	140.248.539.235,23

*Amalina Nur Fildzah*

21150272D

---

---

TOTAL	<b>198.090.718.333,67</b>
-------	---------------------------

C : *Annual cost* = Rp 207.215.395.442,96

SV : *Salvage value* (harga tanah) = Rp 77.854.785.563,24

WC : *Working capital* = Rp 132.733.243.491,82

FC : *Fixed capital* = Rp 778.547.855.632,42

Dengan *trial and error* diperoleh  $i = 7,875 \%$

## 1. NERACA MASSA

NERACA MASA			
kapasitas per th			12000 ton/th
			12000000 kg/th
pabrik beroperasi			330 hari
kapasitas etanol			36363,63636 kg/hr
			1515,151515 kg/jam

Data Bahan Baku dan Produk			
konversi (%)			95 0,95
BM Pati			162 kg/mol
BM Air			18 kg/mol
BM Glukosa			180 kg/mol
BM Etanol Nabati			46,07 kg/mol
BM CO <sub>2</sub>			44 kg/mol
BM H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>			98 kg/mol

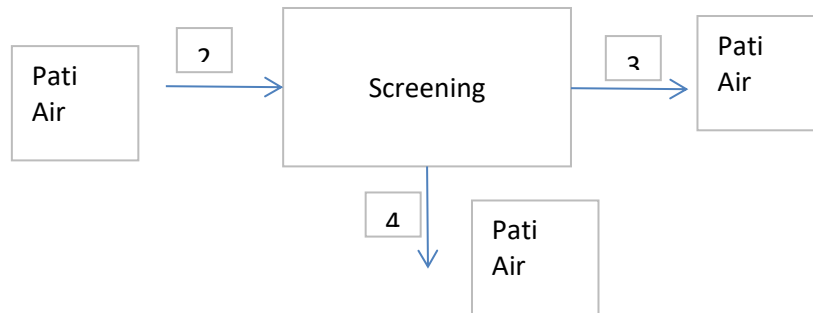
Komposisi produk utama			
etanol	min		95 %
H <sub>2</sub> O			5 %
<b>Total</b>			<b>100 %</b>

Komposisi bahan baku			
kulit luar			8 %
lembaga			10 %
endosperm			82 %
<b>Total</b>			<b>100 %</b>
pati			82,5 %
air			17,5 %
<b>Total</b>			<b>100 %</b>

Basis				100 kmol/jam
Arus 2 keluar Hammer Mill				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Pati	82,5	13365		
Air	17,5	315		

Arus 3 keluar Screening				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Pati		12696,75		Asumsi hilang 5%
Air		299,25		

Arus 4 keluar Screening				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Pati		668,25		
Air		15,75		

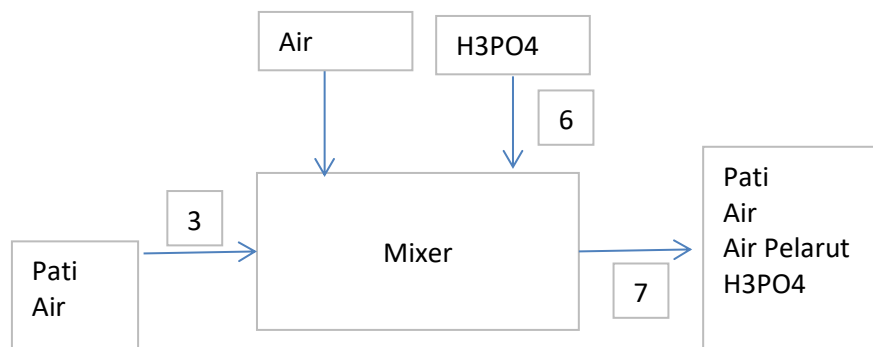


Arus 2= Arus 3 + Arus 4				
NM Screening	input		Output	
	Arus 2	Arus 3	Arus 4	
komponen	Massa (kg/jam)		Massa (kg/jam)	
Pati	13365	12696,75	668,25	
Air	315	299,25	15,75	
Sub total	13680	12996	684	
Total	13680	13680		

Arus 3 keluar Screening				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Pati		12696,75		
Air		299,25		

Arus 5 keluar dari tangki penyimpanan Air Pelarut				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Air Pelarut	2116,125	38988	perbandingan air dengan pati 3:1	

Arus 6 keluar dari tangki penyimpanan H3PO4				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
H3PO4		519,84	1% dari total volume	



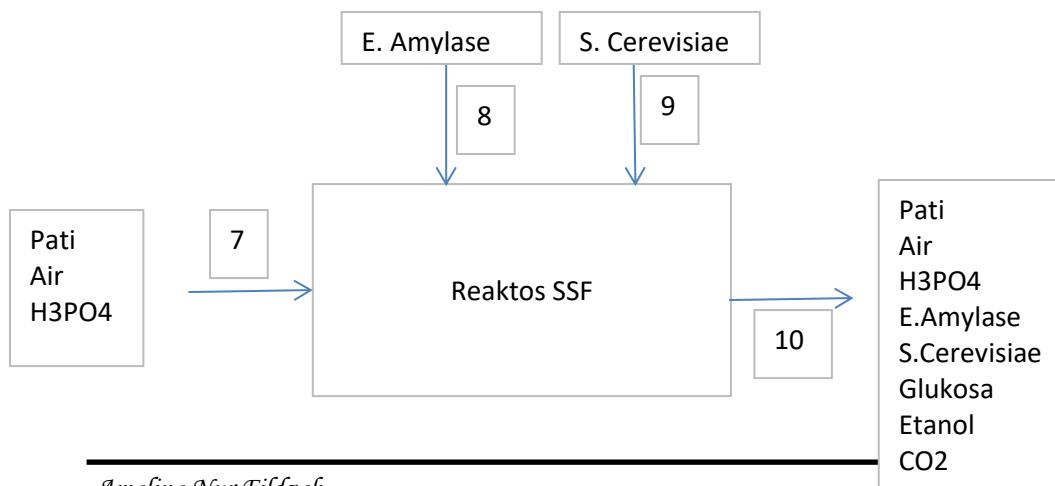
Arus 3 + Arus 5 + Arus 6 = Arus 7				
NM Mixer	Input			Output
	Arus 3	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati	12696,75			12696,75
Air	299,25			299,25
Air Pelarut		38988		38988
H3PO4			519,84	519,84
Sub total	12996	38988	519,84	52503,84
Total		52503,84		52503,84

Reaktor SSF			
Reaksi	$(C_6H_{10}O_5)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$		
Mula"	82,5	2133,625	
Rx	66	66	66
Akhir	16,5	2067,625	66
Reaksi	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$		
Mula"	66		
Rx	65,34	130,68	130,68
Akhir	0,66	130,68	130,68

Hasil reaksi didalam reaktor		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
Pati	16,5	2673
Air	2067,625	37217,25
H3PO4		519,84
Glukosa	0,66	118,8
Etanol	130,68	6020,4276
CO2	130,68	5749,92

Arus 8 keluar dari tank Enzim Amylase		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
Enzim Amylase		3232,8072
		8% dari total volume

Arus 9 keluar dari tank Saccharomyces		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
Saccharomyces		3500,935776
		8% dari total volume



Arus 7 + Arus 8 + Arus 9 = Arus 10				
NM Reaktor	Input			Output
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati	12696,75			2673
Air	39287,25			37217,25
H3PO4	519,84			519,84
E. Amylase		3232,8072		3232,8072
S. Cerevisiae			3500,935776	3500,935776
Glukosa				118,8
Etanol				6020,4276
CO2				5749,92
<b>Sub total</b>	<b>52503,84</b>	<b>3232,8072</b>	<b>3500,935776</b>	<b>59032,98058</b>
<b>Total</b>		<b>59032,98058</b>		<b>59032,98058</b>

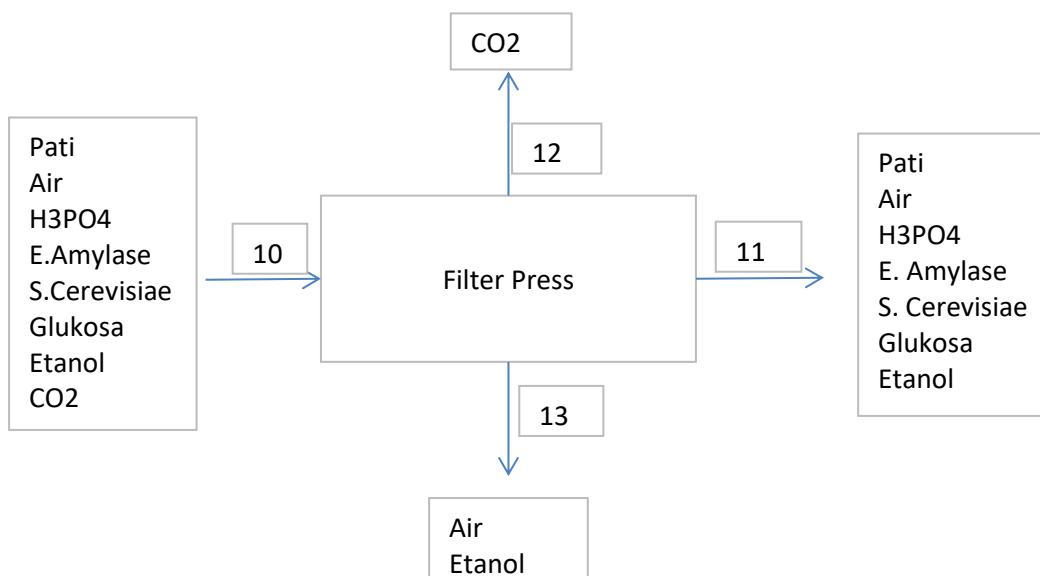
Diasumsikan bahwa perbedaan hasil input dan output tidak melebihi 1% didalam reaktor

Arus 11 keluar dari Filter Press		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
Pati		2673
Air		2605,2075
H3PO4		519,84
E. Amylase		3232,8072
S. Cerevisiae		3500,935776
Glukosa		118,8
Etanol		421,429932

Efisiensi Filter Press 93% (Perry, 1999)

Arus 12 keluar dari Filter Press		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
CO2		5749,92

Arus 13 keluar dari Filter Press		
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)
Air		34612,0425
Etanol		5598,997668

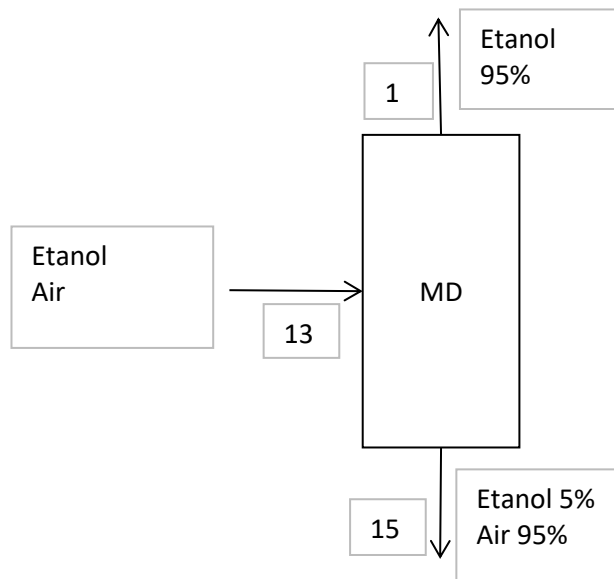




Arus 10 = Arus 11 + Arus 12 + Arus 13					
NM Filter Press		Input		Output	
Komponen	Arus 10 Massa (kg/jam)	Arus 11 Massa (kg/jam)	Arus 12 Massa (kg/jam)	Arus 13 Massa (kg/jam)	
Pati	2673	2673			
Air	37217,25	2605,2075			34612,0425
H3PO4	519,84	519,84			
E.Amylase	3232,8072	3232,8072			
S. Cerevisiae	3500,935776	3500,935776			
Glukosa	118,8	118,8			
Etanol	6020,4276	421,429932			5598,997668
CO2	5749,92			5749,92	
Sub Total	59032,98058	13072,02041		5749,92	40211,04017
Total	59032,98058			59032,98058	

Arus 14 Destilat MD				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Air		276,89634	Air 5%	
Etanol		5319,047785	Etanol 95%	

Arus 15 Bottom MD				
komponen	mol(kmol/jam)	massa(kg/jam)		
Air		34335,14616	Air 95%	
Etanol		279,9498834	Etanol 5%	



Arus 13 = Arus 14 = Arus 15					
NM MD		input		Output	
komponen	Arus 13 Massa (kg/jam)	Arus 14 Massa (kg/jam)	Arus 15 Massa (kg/jam)		
Air	34612,0425	276,89634	34335,14616		
Etanol	5598,997668	5319,047785	279,9498834		
Sub total	40211,04017	5595,944125	34615,09604		
Total	40211,04017		40211,04017		

Komposisi Produk		
Komponen	Massa(kg/jam)	%
Air	276,89634	4,948161272
Etanol	5319,047785	95,05183873
<b>Total</b>	<b>5595,944125</b>	<b>100</b>

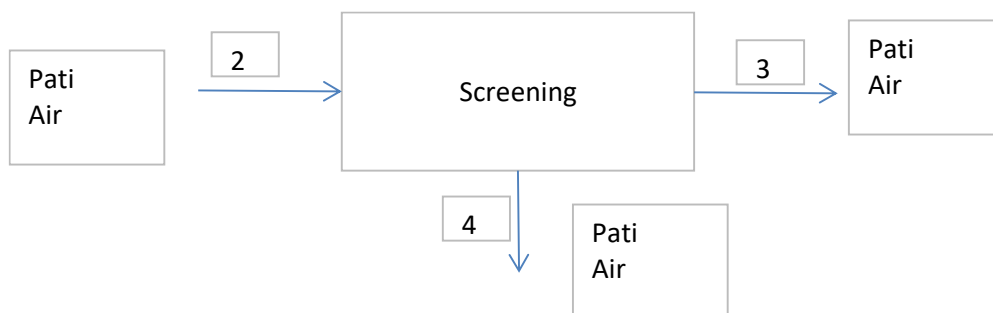
Kapasitas per tahun				12000 ton/th
				12000000 kg/th
Pabrik beroperasi				330 hari
Kapasitas Etanol				36363,63636 kg/hr
				1515,151515 kg/jam

DENGAN BASIS 100 KMOL/JAM DENGAN UMPAN DI ARUS 8 MASUK REAKTOR				
Etanol				5319,047785
Factor Scaleup				0,284853902
				6,836493643

Arus 2 KELUAR HAMMER MILL				
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)		
Pati	82,5	3807,072397		
H2O	17,5	89,72897906		3896,801376
		3896,801376		

ARUS 3 KELUAR SCREENING		
Komponen		Massa (kg/jam)
Pati		3616,718777
H2O		85,24253011
		3701,961307

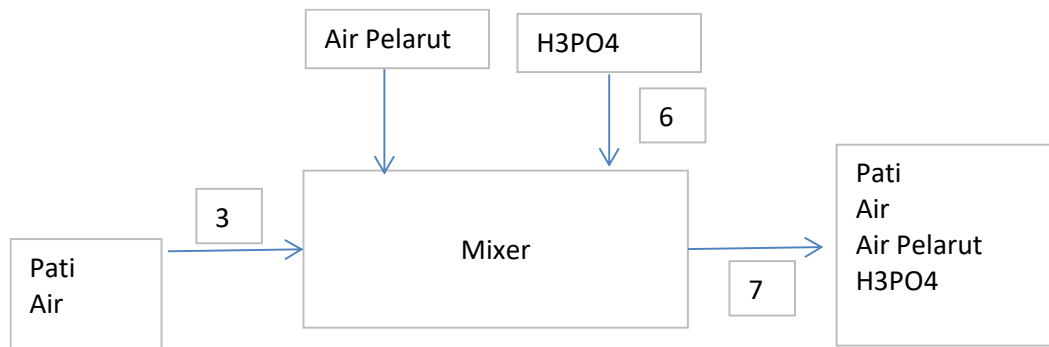
ARUS 4 KELUAR SCREENING		
Komponen		Massa (kg/jam)
Pati		190,3536199
H2O		4,486448953
		194,8400688



		Arus 2 = Arus 3 + Arus 4		
NMScreening		Input		Output
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
Komponen		Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati		3807,072397	3616,718777	190,3536199
H2O		89,72897906	85,24253011	4,486448953
			3701,961307	194,8400688
TOTAL		3896,801376		3896,801376

ARUS 3		KELUAR SCREENING
Komponen		Massa (kg/jam)
Pati		3616,718777
H2O		85,24253011

ARUS 5		KELUAR DARI TANGKI PENYIMPANAN H2O PELARUT	
Komponen	Mol (Kmol/jam)	Massa (kg/jam)	
H2O	2116,125	11105,88392	
ARUS 6		KELUAR DARI TANGKI PENYIMPANAN H3PO4	
Komponen		Massa (kg/jam)	
H3PO4		148,0784523	



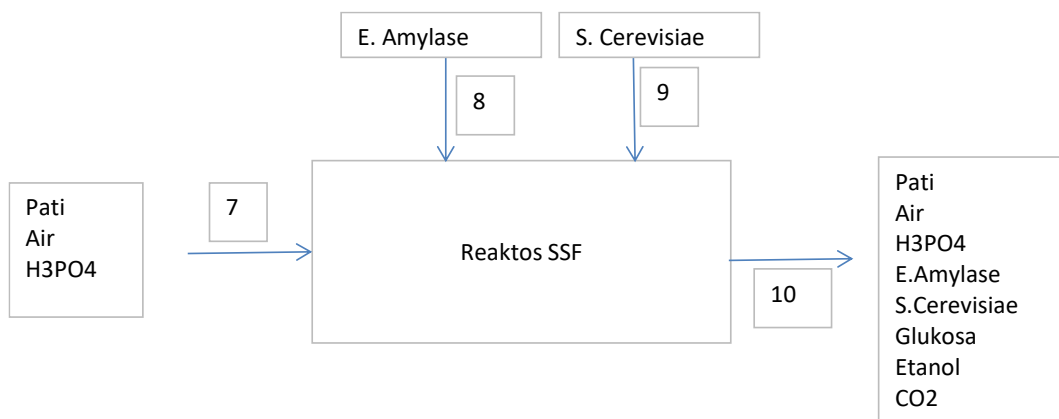
		Arus 3 + Arus 5 + Arus 6 = Arus 7			
NMMixer		Input			Output
		Arus 3	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Komponen		Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati		3616,718777			3616,718777
H2O		85,24253011			85,24253011
H2O Pelarut			11105,88392		11105,88392
H3PO4				148,0784523	148,0784523
Total			14955,92368		14955,92368

REAKTOR SSF			
Reaksi	$(C_6H_{10}O_5)_n + H_2O \rightarrow$		$n C_6H_{12}O_6$
Mula-mula	23,5004469	2133,625	
Rx	18,80035752	18,80035752	18,80035752
akhir	4,700089379	2114,824642	18,80035752
Reaksi	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow$	$2C_2H_5OH +$	$2CO_2$
Mula-mula	18,80035752		
Rx	18,61235394	37,22470788	37,22470788
Akhir	0,188003575	37,22470788	37,22470788

HASIL REAKSI DI DALAM REAKTOR		
Komponen	Mol (Kmol/jam)	Massa (kg/jam)
Pati	16,5	761,4144794
H <sub>2</sub> O	2067,625	10601,47888
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		148,0784523
Glukosa	0,66	33,84064353
Etanol	130,68	1714,942292
CO <sub>2</sub>	130,68	1637,887147

ARUS 8		KELUAR DARI TANGKI PENYIMPANAN ENZIM	
Komponen		Massa (kg/jam)	
Enzim Amilase		920,8777446	

ARUS 9		KELUAR DARI TANGKI YEAST SACCHAROMYCES	
Komponen	Mol	Massa (kg/jam)	
S cerevisiae		997,2552156	

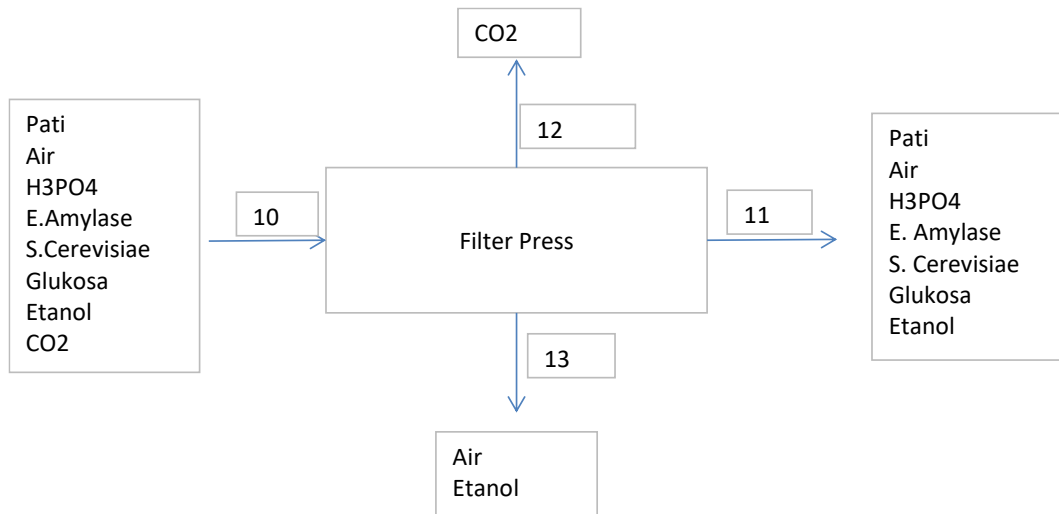


Arus 7 + Arus 8 + Arus 9 = Arus 10				
NM Reaktor	Input			Output
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati	3616,718777			761,4144794
H <sub>2</sub> O	11191,12645			10601,47888
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,0784523			148,0784523
E Amilase		920,8777446		920,8777446
S cerevisiae			997,2552156	997,2552156
Glukosa				33,84064353
Etanol				1714,942292
CO <sub>2</sub>				1637,887147
Sub Total	14955,92368	920,8777446	997,2552156	16815,77485
Total		16815,77485		16815,77485

Diasumsikan bahwa perbedaan hasil input dan output tidak melebihi 1% didalam reaktor

Arus 11 keluar dari Filter Press	
Komponen	Massa (kg/jam)
Pati	761,4144794
H <sub>2</sub> O	742,1035213
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,0784523
E Amilase	920,8777446
S cerevisiae	997,2552156
Glukosa	33,84064353
Etanol	120,0459605
	3723,616017

Arus 12 keluar dari Filter Press	
Komponen	Massa (kg/jam)
CO <sub>2</sub>	1637,887147
Arus 13 keluar dari Filter Press	
Komponen	Massa (kg/jam)
Air	9859,375354
Etanol	1594,896332
	582,3620536
	11454,27169

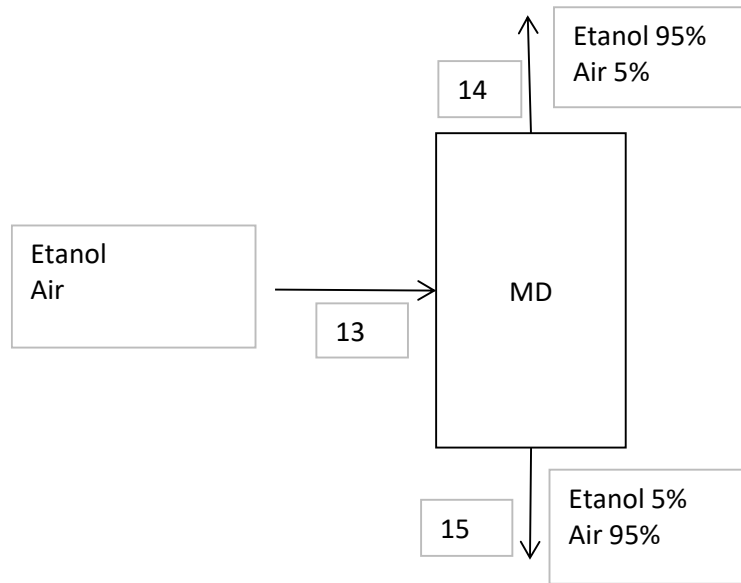


Arus 10 = Arus 11 + Arus 12 + Arus 13

NM Filter Press	Input		Output	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)
Pati	761,4144794	761,4144794		
Air	10601,47888	742,1035213		9859,375354
H3PO4	148,0784523	148,0784523		
E. Amylase	920,8777446	920,8777446		
S. Cerevisiae	997,2552156	997,2552156		
Glukosa	33,84064353	33,84064353		
Etanol	1714,942292	120,0459605		1594,896332
CO2	1637,887147		1637,887147	
Sub Total	16815,77485	3723,616017	1637,887147	11454,27169
Total	16815,77485			16815,77485

Arus 14 Destilat MD

Komponen	mol(kmol/jam)	Massa (kg/jam)
Air	4,381944602	78,87500284
Etanol	32,88802942	1515,151515
	37,26997402	1594,026518
Arus 15 Bottom MD		
Komponen	mol(kmol/jam)	Massa (kg/jam)
Air	543,3611306	9780,500352
Etanol	1,730948917	79,74481659
	545,0920796	9860,245168



Arus 13 = Arus 14 + Arus 15				
NMMD	input		Output	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15	
komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	Massa (kg/jam)	
Air	9859,375354	78,87500284		9780,500352
Etanol	1594,896332	1515,151515		79,74481659
Sub total	11454,27169	1594,026518		9860,245168
Total	11454,27169			11454,27169

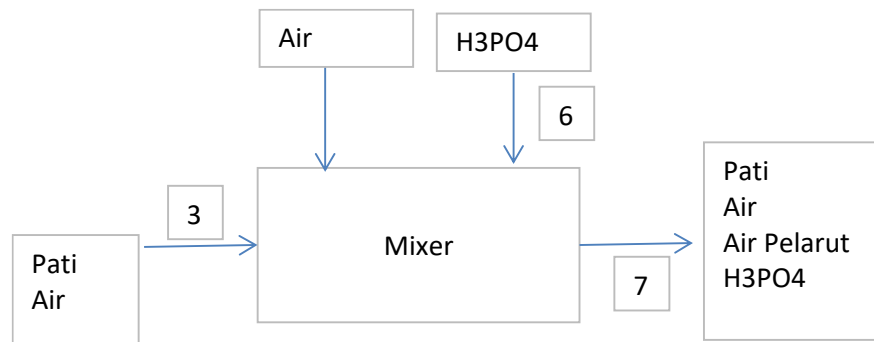
Komposisi Produk		
Komponen	Massa(kg/jam)	%
Air	78,87500284	4,948161272
Etanol	1515,151515	95,05183873
Total	1594,026518	100

## 2. NERACA PANAS

NERACA PANAS					
T referensi		25 C			
		298 K			
BASIS			1 Jam Operasi		
DATA cp					
Komponen	A	B	C	D	E
Pati					
H2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	
H3PO4	44,3				
Etanol	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06	
CO2	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13

T	25	30	60	78	110	C
	298,15	303,15	333,15	351,15	383,15	K
Pati	284	284	284	284	284	J/mol.K
H <sub>2</sub> O	75,55303004	75,44378288	75,09134154	75,1537212	75,84017818	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	13208,045	13429,545	14758,545	15555,945	16973,545	
Etanol	107,3993616	108,0048204	112,1294067	115,091431	121,4903907	
CO <sub>2</sub>	38,41847536	38,57651509	39,50795959	40,0531727	40,99761541	

MIXER		
Kondisi operasi	110 C	
	383,15 K	
Tekanan	1 atm	
Komponen	Input Massa (kg/jam)	Output Massa (kg/jam)
Pati	3616,718777	3616,718777
H <sub>2</sub> O	85,24253011	85,24253011
H <sub>2</sub> O Pelarut	11105,88392	11105,88392
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	148,0784523	148,0784523



ARUS MASUK									
ARUS 3									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (383,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	$\rho.x$	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Pati	3616,718777	1,5	283,5	0,976973684	276,9720395	1,465460526	162	22,32542455	6329,25786
H <sub>2</sub> O	85,24253011	0,995647	75,84017818	0,023026316	1,746319892	0,022926082	18	4,735696117	359,1560373
<b>Total</b>	<b>3701,961307</b>				<b>278,7183594</b>	<b>1,488386609</b>			<b>6688,413898</b>
		$\rho$ campuran	1,488386609	kg/L					
		Cp campuran	278,7183594	J/mol.K	1,756434105	J/kg.K			
		Fv campuran	2487,230996	L/jam					

ARUS 5									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (383,15)	Cp (383,15)	x	Cp.x	$\rho.x$	BM	kmol	Q = kmol.Cp
H <sub>2</sub> O Pelarut	11105,88392	0,9832	75,09134154	1	75,09134154	0,9832	18	616,9935512	46330,87348
<b>Total</b>	<b>11105,88392</b>				<b>75,09134154</b>	<b>0,9832</b>			<b>46330,87348</b>
		$\rho$ campuran	0,9832	kg/L					
		Cp campuran	75,09134154	J/mol.K	4,171741196	J/kg.K			
		Fv campuran	11295,65086	L/jam					

Amalina Nur Fildzah

21150272D



ARUS 6									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (383,15)	Cp (383,15)	x	Cp.x	$\rho.x$	BM	kmol	Q = kmol.Cp
H3PO4	148,0784523	1,793	13429,545	1	13429,545	1,793	98	1,511004615	20292,10448
<b>Total</b>	<b>148,0784523</b>				<b>13429,545</b>	<b>1,793</b>			<b>20292,10448</b>
		$\rho$ campuran	1,793	kg/L					
		Cp campuran	13429,545	J/mol.K	137,0361735	J/kg.K			
		Fv campuran	82,58697841	L/jam					

ARUS KELUAR									
ARUS 7									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (383,15)	Cp (383,15)	x	Cp.x	$\rho.x$	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Pati	3616,718777	1,5	283,5	0,241825169	68,55743551	0,362737754	162	22,32542455	6329,25786
H2O	85,24253011	0,9584	75,84017818	0,005699583	0,432257399	0,00546248	18	4,735696117	359,1560373
H2O Pelarut	11105,88392	0,9584	75,84017818	0,742574257	56,316964	0,711683168	18	616,9935512	46792,90086
H3PO4	148,0784523	1,793	16973,545	0,00990099	168,054901	0,017752475	98	1,511004615	25647,10483
<b>Total</b>	<b>14955,92368</b>				<b>293,3615579</b>	<b>1,097635878</b>			<b>79128,41959</b>
		$\rho$ campuran	1,097635878	kg/L					
		Cp campuran	293,3615579	J/mol.K	5,471641992	J/kg.K			
		Fv campuran	13625,57837	L/jam					

NERACA PANAS DI SEKITAR MIXER				
KOMPONEN	Q MASUK kg/jam			Q KELUAR kg/jam
	ARUS 3	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7
Pati	6329,25786			6329,25786
H2O	359,1560373			359,1560373
H2O Pelarut		46330,87348		46792,90086
H3PO4			20292,10448	25647,10483
SUB TOTAL		73311,39186		79128,41959
Q LOSS				306,1593547
BEBAN PEMANAS		6123,187093		
<b>TOTAL</b>		<b>79434,57895</b>		<b>79434,57895</b>

NERACA Q TOTAL = Q BAHAN MASUK + Q SUPPLY = Q BAHAN KELUAR + Q LOSS				
ASUMSI				
Q LOSS	5% Q SUPPLY			
Q SUPPLY	6123,187093			
Q LOSS	306,1593547			

HEATER - 01									
Arus 5 sebelum preheater									
Kondisi operasi	T	25 C							
		298,15 K							
	P	1 atm							
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	$\rho.x$	BM	kmol	Q = kmol.Cp
H2O	11105,88392	0,997045	75,55303004	1	75,55303004	0,997045	18	616,9935512	46615,73231
<b>Total</b>	<b>11105,88392</b>				<b>75,55303004</b>	<b>0,997045</b>			<b>46615,73231</b>

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (303,15)	$C_p$ (303,15)	x	$C_p \cdot x$	$\rho \cdot x$	BM	kmol	Q = kmol. $C_p$
Arus 5 sesudah preheater									
Kondisi operasi	T		110 C						
			383,15 K						
	P		1 atm						
H2O	11105,88392	0,9584	75,84017818	1	75,84017818	0,9584	18	616,9935512	46792,90086
<b>Total</b>	<b>11105,88392</b>				<b>75,84017818</b>	<b>0,9584</b>			<b>46792,90086</b>

NERACA PANAS PREHEATER		
KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR
H2O	46615,73231	46792,90086
SUB TOTAL	46615,73231	46792,90086
Q LOSS		9,324660726
BEBAN PEMANAS	186,4932145	
<b>TOTAL</b>	<b>46802,22552</b>	<b>46802,22552</b>

NERACA Q TOTAL =	BAHAN MASUK + Q SUPPLY = Q BAHAN KELUAR + Q LOSS	
ASUMSI		
Q LOSS =	5% Q SUPPLY	(ULRICH, 432)
Q SUPPLY	186,4932145 kJ/jam	
Q LOSS	9,324660726 kJ/jam	

COOLER -01									
Arus 7 sebelum cooler									
Kondisi operasi	T		110 C						
			383,15 K						
	P		1 atm						
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (303,15)	$C_p$ (383,15)	x	$C_p \cdot x$	$\rho \cdot x$	BM	kmol	Q = kmol. $C_p$
Pati	3616,718777	1,5	283,5	0,241825169	68,55743551	0,362737754	162	22,32542455	6329,25786
H2O	85,24253011	0,9584	75,84017818	0,005699583	0,432257399	0,00546248	18	4,735696117	359,1560373
H2O Pelarut	11105,88392	0,9584	75,84017818	0,742574257	56,316964	0,711683168	18	616,9935512	46792,90086
H3PO4	148,0784523	1,793	16973,545	0,00990099	168,054901	0,017752475	98	1,511004615	25647,10483
<b>Total</b>	<b>14955,92368</b>								<b>79128,41959</b>

Arus 7 sesudah cooler									
Kondisi operasi	T		30 C						
			383,15 K						
	P		1 atm						
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (303,15)	$C_p$ (303,15)	x	$C_p \cdot x$	$\rho \cdot x$	BM	kmol	Q = kmol. $C_p$
Pati	3616,718777	1,5	283,5	0,241825169	68,55743551	0,362737754	162	22,32542455	6329,25786
H2O	85,24253011	0,995647	75,44378288	0,005699583	0,429998111	0,005674773	18	4,735696117	357,2788296
H2O Pelarut	11105,88392	0,995647	75,44378288	0,742574257	56,02261105	0,739341832	18	616,9935512	46548,32752
H3PO4	148,0784523	1,793	13429,545	0,00990099	132,9657921	0,017752475	98	1,511004615	20292,10448
<b>Total</b>	<b>14955,92368</b>								<b>73526,96868</b>

NERACA PANAS COOLER		
KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR
Pati	6329,25786	6329,25786
H2O	359,1560373	357,2788296
H2O Pelarut	46792,90086	46548,32752
H3PO4	25647,10483	20292,10448
SUB TOTAL	79128,41959	73526,96868
Q LOSS		-294,8132059
BEBAN PEMANAS	-5896,264118	
<b>TOTAL</b>	<b>73232,15548</b>	<b>73232,15548</b>

NERACA Q TOTAL =	BAHAN MASUK + Q SUPPLY = Q BAHAN KELUAR + Q LOSS		
ASUMSI			
Q LOSS =	5% Q SUPPLY	(ULRICH, 432)	
Q SUPPLY	-5896,264118	kJ/jam	
Q LOSS	-294,8132059	kJ/jam	

T masuk	=	30	C	=	303	K
T keluar	=	70	C	=	343	K
Q	=	5601,450912				
KEBUTUHAN PENDINGIN	=	Q/(cp.ΔT)				
	=	1856,167168	Kj	cp.ΔT		
				3017,751315	JOULE	
				3,017751315	KJ	

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/L) (383,15)	Cp (383,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Pati	3616,718777	1,5	283,5	0,241825169	68,55743551	0,362737754	162	22,32542455	6329,25786
H2O	85,24253011	0,9584	75,84017818	0,005699583	0,432257399	0,00546248	18	4,735696117	359,1560373
H2O Pelarut	11105,88392	0,9584	75,84017818	0,742574257	56,316964	0,711683168	18	616,9935512	46792,90086
H3PO4	148,0784523	1,793	16973,545	0,00990099	168,054901	0,017752475	98	1,511004615	25647,10483
<b>Total</b>	<b>14955,92368</b>								<b>79128,41959</b>

MENARA DESTILASI		
Kondisi operasi		78 C
		K
Tekanan		1 atm
Komponen	Input Massa (kg/jam)	Output Massa (kg/jam)
Air	9859,375354	9859,375354
Etanol	1594,896332	1594,896332
Sub Total	11454,27169	11454,27169

ARUS MASUK									
ARUS 13									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	$\rho$ .x	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Air	9859,375354	0,995647	75,44378288	0,860759691	64,93896722	0,857012804	18	547,7430752	41323,80964
Etanol	1594,896332	1,369737487	108,0048204	0,139240309	15,03862459	0,190722671	46,07	34,61897833	3739,016536
<b>Total</b>	<b>11454,27169</b>				<b>79,97759181</b>	<b>1,047735475</b>		<b>582,3620536</b>	<b>45062,82618</b>
		$\rho$ campuran	1,047735475	kg/L					
		Cp campuran	79,97759181	J/mol.K		3,650532045	J/kg.K		
		Fv campuran	10932,408	L/jam					

ARUS KELUAR									
ARUS 14									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (355,15)	Cp (351,15)	x	Cp.x	$\rho$ .x	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Air	78,87500284	0,96625	75,44378288	0,049481613	3,733080047	0,047811608	18	4,381944602	330,5904771
Etanol	1515,151515	1,252528285	108,0048204	0,950518387	102,6605677	1,190551165	46,07	32,88802942	3552,065709
<b>Total</b>	<b>1594,026518</b>	<b>2,218778285</b>			<b>106,3936477</b>	<b>1,238362774</b>		<b>37,26997402</b>	<b>3882,656186</b>
		$\rho$ campuran	1,238362774	kg/L					
		Cp campuran	106,3936477	J/mol.K		2,381180501	J/kg.K		
		Fv campuran	1287,204809	L/jam					

ARUS 15									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	$\rho$ (kg/L) (376,15)	Cp (351,15)	x	Cp.x	$\rho$ .x	BM	kmol	Q = kmol.Cp
Air	9780,500352	0,9601	75,44378288	0,991912492	74,83363064	0,952335183	18	543,3611306	40993,21916
Etanol	79,74481659	1,211507216	108,0048204	0,008087508	0,873489903	0,009798075	46,07	1,730948917	186,9508268
<b>Total</b>	<b>9860,245168</b>	<b>2,171607216</b>			<b>75,70712054</b>	<b>0,962133258</b>		<b>545,0920796</b>	<b>41180,16999</b>
		$\rho$ campuran	0,962133258	kg/L					
		Cp campuran	75,70712054	J/mol.K		562,2596306	J/kg.K		
		Fv campuran	10248,31549	L/jam					

NERACA PANAS DI SEKITAR MENARA DESTILASI			
KOMPONEN	Q MASUK kg/jam	Q KELUAR kg/jam	
	ARUS 13	ARUS 14	ARUS 15
H2O	41323,80964	330,5904771	40993,21916
Etanol	3739,016536	3552,065709	186,9508268
SUB TOTAL	45062,82618		45062,82618
Q LOSS			0
BEBAN PEMANAS	0		
TOTAL	45062,82618		45062,82618

NERACA Q TOTAL = Q BAHAN MASUK + Q SUPPLY = Q BAHAN KELUAR + Q LOSS			
ASUMSI			
Q LOSS	5% Q SUPPLY		
Q SUPPLY	0		
Q LOSS	0		

### 3. REAKTOR

Kondisi Operasi :			
Temperatur	=	30 °C	
Tekanan	=	1 atm	
Kebutuhan perancangan	=	20 hari	
Laju alir massa	=	16815,77485 kg/jam	403578,5964 kg/hari
Densitas sampah	=	300 kg/m <sup>3</sup>	Sudrajat, 2002
Faktor keamanan	=	20 %	
Design tangki			
a. Volume tangki			
Laju alir volumetrik (Q)	=	1345,261988 m <sup>3</sup> /hari	
Volume tangki, Vt	=	1614,314386 m <sup>3</sup>	
b. Diameter dan tinggi tangki			
Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter,		Hs : D	= 1Hs : 1d
Direncanakan perbandingan tinggi head dengan diameter,		Hh : D	= 1Hh : 4d

Dimana :			
Hs	=	Tinggi shell	
Hh	=	Tinggi head	
D	=	Diameter tangki	
Volume Shell Tangki (Vs) :			
		$V_s = \frac{1}{4}\pi D^2 H_s = \frac{1}{4}\pi D^3$	
Volume tutup tangki (Vh) :			
		$V_h = \frac{1}{6}\pi D^2 H_h = \frac{1}{24}\pi D^3$	
Volume tangki (V)	=	V = Vs + Vh	
V	=	1614,314 = 7/24 x π D <sup>3</sup>	
D <sup>3</sup>	=	1762,672669	
D	=	12,0797299	
Maka :			
D	=	12 m	
Hs	=	12 m	
Diameter tutup	=	Diameter tangki	
Tinggi head (Hh)	=	1/4*D	
	=	3 m	
Tinggi tagki (Ht)	=	Hs + Hh	
	=	15 m	

c. Tebal tangki				
Tinggi bahan dalam tangki	=	(Volume bahan/Volume tangki) x tinggi tangki		
Tinggi bahan dalam tangki	=	12,5 m		
Tekanan hidrostatik (P)	=	$\rho \times g \times h$		
	=	36750 Pa		
	=	36,75 kPa		
Takanan operasi (Po)	=	1 atm	=	101,325 kPa
P total	=	Po + P		
	=	138,075 kPa		
Faktor kelonggaran		20 %		
Maka, P design	=	165,69 kPa		
Joint Efficiency	=	0,8		
Allowable stress	=	17500 psia		(Brownell and Young, 1959)
	=	120662,5 kPa		(Brownell and Young, 1959)

Tebal shell tangki	=	$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$		
	=	0,010309385 m		
	=	0,405880472 in		
Faktor korosi	=	0,125 in		
Maka tebal shell yang dibutuhkan	=	0,530880472 in		
Tebal shell standar yang digunakan	=	0,75 in		
Tebal tutup tangki	=	$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P}$		
	=	0,010300535 m		
	=	0,405532074 in		
Faktor korosi	=	0,125 in		
Maka tebal head yang dibutuhkan	=	0,530532074 in		
Tebal head standar yang digunakan	=	0,75 in		