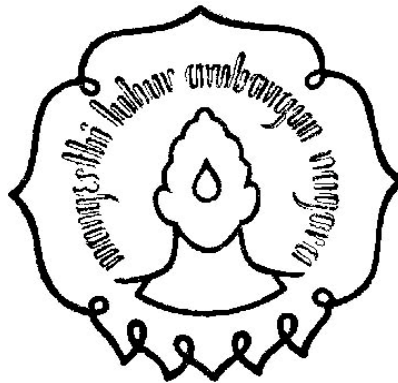


TUGAS AKHIR

prarancangan pabrik

furfural dari sekam padi kapasitas 3.000 ton/tahun



Disusun Oleh :

Sugeng Triyanto

I.0501004

Erwin Tri Wahyudi

I0501018

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
SURAKARTA
2006
TUGAS AKHIR**

**PRARANCANGAN PABRIK FURFURAL DARI SEKAM PADI
KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :

**Sugeng Triyanto
NIM. I0501004**

**Erwin Tri Wahyudi
NIM. I0501018**

Disetujui

Dosen Pembimbing

**Ir. Rusdiansjah
NIP. 131 571 615**

Dipertahankan di depan tim penguji :

1. **Endang Kwartiningsih, ST, MT** 1.
NIP. 132 206 725

2. **Adrian Nur, ST, MT** 2.
NIP. 132 282 191

Mengetahui

**a.n. Dekan FT UNS
Pembantu Dekan I**

Disahkan

Ketua Jurusan Teknik Kimia

**Ir. Paryanto, MS
NIP. 131 569 244**

**Ir. Nunik Sri Wahjuni, MSi
NIP. 131 569 187**

KATA PENGANTAR

Syukur Alhamdulillah, segala puji hanya bagi Allah SWT, hanya karena rahmat dan hidayah-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Furfural dari Sekam Padi dengan Kapasitas 3.000 Ton/tahun”. Sebagai salah satu syarat guna meraih gelar Sarjana Teknik di Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret Surakarta.

Dalam penyusunan tugas akhir ini banyak bantuan baik berupa dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu sudah sepantasnya penulis mengucapkan terima kasih dan penghargaan sebesar-besarnya kepada :

1. Ir. Rusdiansjah selaku dosen pembimbing yang banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.
2. Sperisa Distantina, ST,MT selaku Pembimbing Akademik, atas bimbingan dan arahnya.
3. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu penulis membuka diri terhadap segala saran dan kritik yang membangun. Besar harapan penulis semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surakarta, Oktober 2006

Penulis

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Memasuki era globalisasi pemerintah terus berupaya untuk menciptakan iklim segar bagi pertumbuhan industri, khususnya industri kimia. Pembangunan industri kimia ini ditekankan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pemanfaatan sumber daya alam yang ada, menciptakan lapangan kerja, mendorong perkembangan industri lain dan ekspor. Salah satu pengembangan industri yang dapat memberi nilai tambah bagi hasil samping pengolahan hasil pertanian adalah industri pembuatan furfural.

Furfural lazim diproduksi menggunakan limbah pertanian, seperti sekam padi, tongkol jagung, kayu, rami, ampas tebu, dan sumber lainnya yang mengandung serat. Bahan-bahan tersebut mudah diperoleh di Indonesia, mengingat Indonesia adalah negara agraris dengan produk pertanian yang melimpah.

Furfural merupakan senyawa organik yang mempunyai rumus molekul $C_5H_4O_2$, atau sering disebut dengan 2-furankarboksaldehyd, furaldehyd, furanaldehyd, 2-furfuraldehyd. Senyawa ini berfasa cair berwarna kuning hingga kecoklatan dengan titik didih $161,7^{\circ}C$. Furfural merupakan senyawa yang kurang larut dalam air namun larut dalam alkohol, eter, dan benzena.

Furfural memiliki aplikasi yang cukup luas dalam beberapa industri dan juga dapat disintesis menjadi turunan-turunannya. Kegunaan furfural antara lain sebagai pelarut (*solvent*) dalam industri minyak, bahan pembantu industri cat,

pernis, plastik, serat sintesis dan juga sebagai bahan pembantu pada industri farmasi, dan herbisida.

Kebutuhan furfural di dalam negeri meski tidak terlalu besar namun jumlahnya terus meningkat seperti ditunjukkan tabel 1. Hingga saat ini seluruh kebutuhan furfural untuk dalam negeri diperoleh melalui impor.

Pengembangan industri furfural diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi angka impor, memberi nilai tambah bagi limbah hasil pertanian yang tersedia dalam jumlah banyak, dan meningkatkan nilai investasi di Indonesia.

1.2. Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas pabrik suatu industri diupayakan dengan memperhatikan segi teknis, finansial dan ekonomis. Dari segi teknis, industri furfural yang direncanakan memperhatikan peluang pasar, ketersediaan bahan, dan sarana transportasi.

Dari segi ekonomis pendirian industri furfural harus memperhatikan modal yang pada akhirnya harus melihat kondisi finansial nasional. Dari segi teknis, sarana dan prasarana industri nasional tidak menjadi kendala dalam pengambilan kapasitas produksi. Demikian pula dengan ketersediaan bahan baku, dimana sekam padi merupakan limbah pertanian yang nilai ekonomisnya tidak tinggi dan tersedia dalam jumlah besar. Sebagai gambaran produksi gabah kering giling(GKG) untuk Kecamatan Wedi,Kabupaten Klaten adalah sebagai berikut :

Tabel 1.1. Data produksi gabah kering giling(GKG) di Kecamatan Wedi.

Tahun	Luas	Produksi
2004	2.314	12.651
2003	1.713	8.986
2002	2.275	12.811
2001	2.480	14.058
2000	2.648	15.536

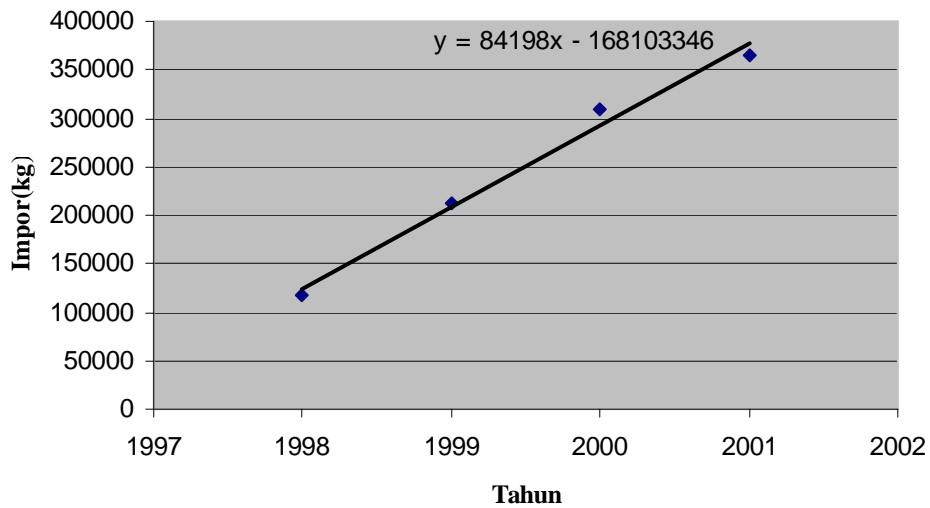
Sumber : BPS Klaten

Dari data statistik, permintaan furfural Indonesia (Tabel 2) tidak begitu besar, namun jumlahnya terus meningkat dan kebutuhan dunia relatif besar. Kapasitas produksi dunia saat ini sekitar 293.000 ton(www.ift.co.za)sehingga pendirian pabrik furfural ini ditujukan untuk membantu mencukupi kebutuhan dunia setelah terpenuhinya kebutuhan dalam negeri. Orientasi ekspor furfural terutama untuk memenuhi kebutuhan Eropa Barat. Produksi furfural Eropa Barat 8000 ton, sedangkan kebutuhan furfural 36.000 ton (Kirk & Othmer,1998).

Tabel 1.2. Data historis permintaan furfural di dalam negeri tahun 1998-2001

Tahun	Permintaan furfural (kg)
1998	116.668
1999	211.387
2000	308.355
2001	365.005

Sumber : Biro Pusat Statistik data impor (1998-2001)



Gambar 1. 1. Grafik data impor furfural.

Dari regresi linier data impor diperoleh persamaan :

$$y = 84198x - 168103346$$

keterangan :

x = tahun

y = kapasitas(kg)

Dari persamaan di atas, perkiraan kebutuhan dalam negeri tahun 2010 sebesar 1134634 kg.

Tabel 1.3. Contoh pabrik di dunia yang memproduksi furfural

Negara	Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton)
Argentina	<i>Indunor SA</i>	3000
Brazil	<i>Agroquimiea Rafard SA</i>	4000-6000
China	-	50.000
Republik Dominika	<i>Central Romana Co.</i>	32.000

Perancis	<i>Agrifurane SA</i>	10.000
Finlandia	<i>Rosenlaw</i>	16.000
Italia	<i>ICL Spa</i>	6000
India	<i>Southern Agrifurane Ind.</i>	6000
Polandia	<i>Polimex Cekop</i>	5000
Amerika Serikat	<i>Great Lakes Chemical Co.</i>	45.000

Sumber : Mc.Ketta 1978

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan (Meyers, 1960). Berdasarkan data kebutuhan dalam negeri dan dunia, ketersediaan bahan baku dan referensi kapasitas pabrik furfural yang sudah ada maka kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah sebesar 3000 ton per tahun.

1.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik akan mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan penentuan kelangsungan produksinya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan dipengaruhi beberapa faktor, yaitu :

1. Faktor utama
 - a. Sumber bahan baku
 - b. Pemasaran
 - c. Penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar
 - d. Penyediaan air

2. Faktor khusus
 - a. Jenis transportasi
 - b. Kebutuhan tenaga kerja

- c. Tinggi rendahnya pajak
- d. Keadaan masyarakat
- e. Karakteristik lokasi

Dengan pertimbangan hal tersebut diatas, maka lokasi pabrik direncanakan berdiri di Klaten, Propinsi Jawa Tengah. Alasan dipilihnya

lokasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Sumber bahan baku

Lokasi pabrik dipilih mendekati sumber bahan baku sekam padi untuk mengurangi biaya transportasi. Bahan baku sekam padi diperoleh dari penggilingan-penggilingan padi di daerah Surakarta.

2. Letak pasar

Produksi furfural digunakan untuk kebutuhan dalam negeri terutama untuk memenuhi kebutuhan PT Pertamina. Produksi juga dimaksudkan untuk ekspor, sehingga pemilihan lokasi tepat karena dekat dengan pelabuhan untuk ekspor lewat laut.

3. Penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar

Kebutuhan listrik pabrik ini sebagian dipenuhi dari PLN, sedangkan untuk menjamin kelancaran penyediaan tenaga listrik bagi kelangsungan produksi, pabrik memiliki generator pembangkit tenaga listrik sendiri. Kebutuhan bahan bakar yaitu solar yang dipakai menjalankan generator diperoleh dari Pertamina.

4. Penyediaan air

Kebutuhan air untuk proses produksi, air pendingin dan umpan boiler diperoleh dari sumber air permukaan dan air tanah.

5. Jenis dan sarana transportasi

Transportasi darat maupun laut memadai sehingga akan mempermudah pengangkutan bahan baku dan produk.

6. Kebutuhan tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja banyak tersedia di daerah Jawa sehingga dengan didirikannya pabrik furfural akan mampu menyerap tenaga kerja dan menunjang program pemerintah untuk mengurangi pengangguran.

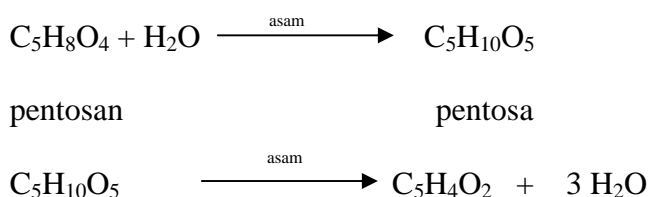
7. Karakteristik lokasi

Penentuan suatu kawasan industri tentunya terkait dengan masalah tanah, yaitu tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa maupun banjir, jadi pemilihan lokasi pendirian pabrik di kawasan tersebut tepat.

1.4. Tinjauan Pustaka

1.4.1. Proses Pembuatan Furfural

Furfural dihasilkan dari biomassa yang mengandung pentosan melalui dua tahap reaksi, yaitu hidrolisis dan dehidrasi dengan bantuan katalis asam. Pentosan merupakan hemiselulosa dengan lima karbon gula yang apabila dihidrolisis dengan asam akan membentuk pentosa. Pada kondisi asam pentosa akan melepaskan tiga molekul air dan membentuk furfural. Katalis asam yang umumnya digunakan adalah asam kuat seperti asam sulfat, asam fosfat, dan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



pentosa

furfural

Secara komersial proses pembuatan furfural dapat dilakukan dengan menggunakan reaktor *batch* maupun kontinyu. Pada proses *batch* tekanan dalam reaktor rendah dan suhu 128⁰C sampai 150⁰C, sedangkan pada proses kontinyu tekanan dan suhu dalam reaktor tinggi. Pada semua proses, bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor dan dipanaskan dengan *superheated steam*. *Steam* selain sebagai pemanas juga sebagai pendorong produk keluar reaktor.

Pada prarancangan ini digunakan proses *batch* karena tekanan dan suhu dalam reaktor rendah, cocok untuk kapasitas produksi kecil, mampu mengolah dengan bahan baku yang fleksibel, dan biaya instrumentasi kecil. Katalis yang digunakan asam sulfat karena asam sulfat mudah didapatkan dan telah diproduksi di dalam negeri sehingga lebih ekonomis

(Kirk & Othmer,1998)

1.4.2. Kegunaan Produk.

Kegunaan furfural antara lain sebagai pelarut (*solvent*) dalam industri minyak, bahan pembantu industri cat, pernis, plastik, serat sintesis dan juga sebagai bahan pembantu pada industri farmasi, dan herbisida.

1.4.3. Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku dan Produk

1. Bahan Baku

a. Sekam padi

Fase	: padat
Komposisi	
C ₅ H ₈ O ₄ maks	: 26 % berat
Cellulosa maks	: 44 % berat
Lignin maks	: 47 % berat
H ₂ O maks	: 11,35 % berat

www.ift.co.za

b. Air

Sifat Fisis :

Berat molekul	: 18,02
Titik didih, °C, pada 101,3 kPa	: 100
Titik beku, °C	: 0
Temperatur kritis, °C	: 374
Tekanan kritis, bar	: 220,55
Kapasitas panas, J/(kg.K), pada 20 °C	: 4185
Panas pembentukan, kJ/mol, pada 298 K	: 6,002
Densitas, kg/L, pada 20 °C	: 0,99823
Viskositas, cP, pada 20 °C	: 1,0050
Tekanan uap, kPa, pada 20 °C	: 2,338

2. Bahan pembantu.

Asam Sulfat

Rumus molekul	: H ₂ SO ₄
Fase	: cair
Warna	: tidak berwarna
Berat molekul	: 98 g/gmol
Kadar	: 100 %
Densitas	: 1,840 g/cc (25 °C)

Viskositas	: 0,428 cp (25 °C)
Titik didih	: 340 °C
Titik kritis	: 352 K
Tekanan kritis	: 111,5 atm

(Perry, 1997)

3. Produk.

Furfural

Rumus molekul	: C ₅ H ₄ O ₂
Fase	: cair
Warna	: kuning
Berat molekul	: 96,08 g/gmol
Spesifik gravity	: 1,165 (150 °C)
Kemurnian	: 99 % min
Viskositas	
pada 25 °C	: 1,49 cp
pada 99 °C	: 0,69 cp
Kelarutan dalam air	: 9,1 bagian per 100 bagian air
Titik didih	: 156-167 °C
Titik beku	: -36,5 °C

Sifat kimia

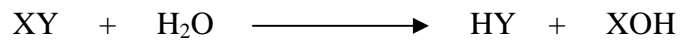
- Furfural dapat terhidrogenasi membentuk *furfuryl alcohol* dengan bantuan katalis tembaga.
- Furfural dapat dioksidasi menjadi *2-furoic acid*.
- Furfural dapat bereaksi dengan *acetic anhydride* menghasilkan *furfurylidene diacetate*.
- Furfural terdekomposisi menjadi furan dan karbon dioksida pada suhu di atas 565 °C.

(Mc.Ketta,1978)

1.4.4. Tinjauan Proses Secara Umum.

Proses yang terjadi pada pembuatan furfural adalah proses hidrolisis dan dehidrasi. Hidrolisa dapat terjadi pada senyawa organik maupun anorganik

dimana air akan menyebabkan dekomposisi ganda, ion hidrogen masuk ke dalam salah satu komponen dan hidroksil masuk ke komponen yang lain.



Hidrolisis dapat dibagi menjadi empat tipe, yaitu :

1. Hidrolisis murni.

Disebut hidrolisis murni apabila hanya air yang digunakan dalam reaksi hidrolisis. Hidrolisis ini banyak digunakan dalam sintesa *Grignard*.

2. Hidrolisis asam.

dalam hidrolisis ini digunakan larutan asam baik encer maupun pekat untuk mempercepat reaksi hidrolisis. Asam yang biasanya digunakan baik untuk skala laboratorium maupun dalam skala komersial adalah asam sulfat dan asam klorida.

3. Hidrolisis alkali.

Pada hidrolisis ini digunakan larutan basa baik pekat mau encer untuk mempercepat reaksi hidrolisis.

4. Hidrolisis enzim.

Pada hidrolisis ini digunakan enzim untuk mempercepat reaksi hidrolisis.

(Groggins,1952)

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

Sekam padi

Fase : padat

Komposisi :

C₅H₈O₄ : 22 % berat

Cellulosa : 37 % berat

Lignin : 17 % berat

Silika : 16 % berat

H₂O : 8 % berat

2.1.2. Spesifikasi Bahan Pembantu.

Asam Sulfat

Rumus molekul : H₂SO₄

Fase : cair

Warna : tidak berwarna

Berat molekul : 98 g/mol

Kadar : 98 %

Densitas : 1,840 g/cc (25 °C)

Viskositas : 0,428 cp (25 °C)

Titik didih : 340 °C

Titik kritis : 352 K

Tekanan kritis : 111,5 atm

2.1.3. Spesifikasi Produk.

Furfural

Rumus molekul : C₅H₄O₂

Fase : cair

Warna : kuning

Berat molekul : 96,08 g/mol

Spesifik gravity : 1,165 (150 °C)

Kemurnian : 99,5 %

Viskositas

pada 25 °C : 1,49 cp

pada 99 °C : 0,69 cp

Kelarutan dalam air : 9,1 bagian per 100 bagian air

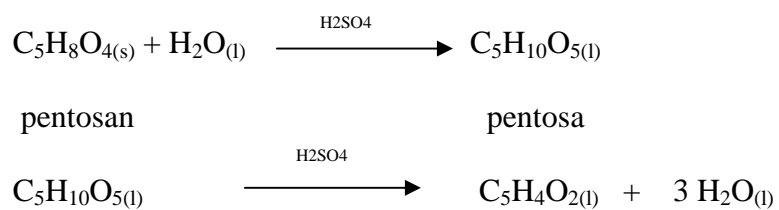
Titik didih : 161,7 °C

Titik beku : -36,5 °C

2.2. Konsep Proses

2.2.1. Dasar Reaksi

Pada proses pembuatan furfural reaksi yang terjadi adalah reaksi hidrolisis pentosan menjadi pentosa yang diikuti dengan reaksi dehidrasi pentosa menjadi furfural. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



pentosa

furfural

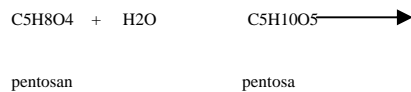
2.2.2. Pemakaian Katalis.

Katalis yang dipakai adalah asam sulfat yang membantu reaksi hidrolisa dan dehidrasi. Dengan adanya asam maka ikatan antar monomer pentosan akan terpecah sehingga membentuk pentosa kemudian terjadi reaksi dehidrasi. Kecepatan reaksi hidrolisis sebanding dengan konsentrasi ion hidrogen.

2.2.3. Mekanisme Reaksi.

Reaksi yang terjadi pada pembuatan furfural meliputi :

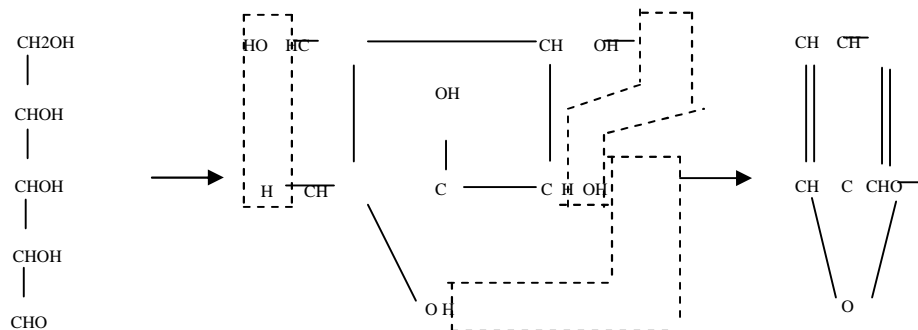
1. Proses hidrolisa pentosan menjadi pentosa.



Tahap 1 : dengan adanya asam sebagai katalis maka ikatan antar monomer terpecah membentuk campuran yang homogen.

Tahap 2 : dengan adanya air maka gugus H^+ dan OH^- masuk dalam ikatan membentuk pentosa.

2. Proses dehidrasi pentosa menjadi furfural.



2.2.4. Fase Reaksi.

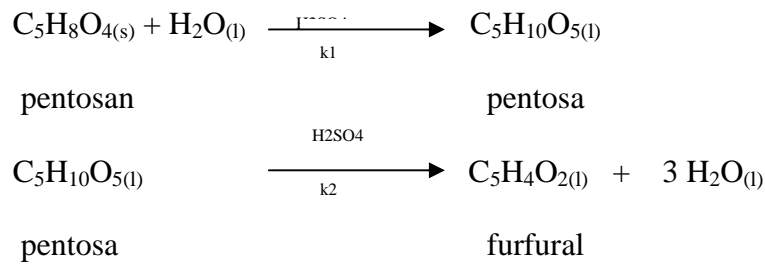
Kondisi umpan sebelum masuk reaktor pada fase padat cair. Umpan terdiri dari sekam padi dan air. Steam dimasukkan ke dalam reaktor untuk mencapai kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang diinginkan, juga untuk mendorong produk furfural keluar reaktor.

2.2.5. Kondisi operasi.

Proses pembuatan furfural berlangsung pada suhu 133°C dan tekanan 2,9 atm. Kondisi tersebut adalah kondisi optimal untuk mencapai konversi dan kecepatan reaksi yang besar.

2.2.6. Tinjauan kinetika.

Reaksi pembuatan furfural merupakan reaksi order satu .



Persamaan kinetika reaksi :

$$k_1 = 7,832 \times 10^4 C_H e^{\frac{-5163}{T}}$$

$$k_2 = 9,306 \times 10^{15} C_H C_{pe} e^{\frac{-16894}{T}}$$

Keterangan :

k₁ = konstanta kecepatan reaksi pembentukan pentosa(1/menit).

k₂ = konstanta kecepatan reaksi pembentukan furfural(1/menit).

C_H = konsentrasi ion hidrogen(g/l).

C_{pe} = konsentrasi pentosa(g/l).

T = temperatur(K).

www.ift.co.za

2.2.6. Tinjauan Termodinamika.

Untuk menentukan sifat termodinamika reaksi pembentukan furfural maka perlu perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f).

ΔH_r = ΔH produk - ΔH reaktan

Reaksi 1 :

$$\Delta H_{r1} = \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosa} - \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosan} - \Delta H^{\circ}_f \text{ air}$$

$$= [-882,41 - (-660,83) - (-286,91)] \text{ kJ/mol}$$

$$= 65,33 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned} \Delta H_{r2} &= \Delta H^{\circ}_f \text{ furfural} + 3 \Delta H^{\circ}_f \text{ air} - \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosa} \\ &= [(-200,2 - 3(-286,91) - (-882,41))] \text{ kJ/mol} \\ &= -174,34 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Panas reaksi total :

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2} \\ &= -109,01 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas maka dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan furfural merupakan reaksi eksotermis (reaksi yang menghasilkan panas).

$$\begin{aligned} \Delta G_1^{\circ} (298 \text{ K}) &= \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}} \\ &= \Delta G^{\circ} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) - \Delta G^{\circ} (\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O}) \\ &= (-233240) - (-133610 - 51120) \\ &= -48510 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta G^{\circ} (298 \text{ K}) = -R T \ln K_{298 \text{ K}}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298 \text{ K}} &= \frac{\Delta G^{\circ}_{298 \text{ K}}}{-R T} \\ &= \frac{-48510}{-8,314 \cdot 298} \\ &= 19,5797 \end{aligned}$$

$$\ln \frac{K_{523 \text{ K}}}{K_{273 \text{ K}}} = \left(\frac{\Delta H_{R, 298 \text{ K}}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{op}}} - \frac{1}{T_{298 \text{ K}}} \right)$$

$$\ln K_{406 \text{ K}} - \ln K_{298 \text{ K}} = \left(\frac{-744720}{8,314} \right) \left(\frac{1}{523} - \frac{1}{273} \right)$$

$$\ln K_{406 \text{ K}} - 19,5797 = 156,841$$

$$\ln K_{406 \text{ K}} = 176,4207$$

$$\begin{aligned} \Delta G_2^{\circ} (298 \text{ K}) &= \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}} \\ &= \Delta G^{\circ} (\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 + 3 \text{H}_2\text{O}) - \Delta G^{\circ} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= (-100270 + 3 * (-51120)) - (233240) \\
&= -20390 \text{ J/mol} \\
\Delta G^\circ (298 \text{ K}) &= -R \cdot T \cdot \ln K_{298 \text{ K}} \\
\ln K_{298 \text{ K}} &= \frac{\Delta G^\circ_{298 \text{ K}}}{-R \cdot T} \\
&= \frac{-20390}{-8,314 \cdot 298} \\
&= 8,2298
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\ln \frac{K_{523 \text{ K}}}{K_{273 \text{ K}}} &= \left(\frac{\Delta H_{R, 298 \text{ K}}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{op}} - \frac{1}{T_{298 \text{ K}}} \right) \\
\ln K_{406 \text{ K}} - \ln K_{298 \text{ K}} &= \left(\frac{-744720}{8,314} \right) \left(\frac{1}{523} - \frac{1}{273} \right) \\
\ln K_{406 \text{ K}} - 8,2298 &= 156,841 \\
\ln K_{406 \text{ K}} &= 430,125
\end{aligned}$$

dengan harga $\ln K_{406 \text{ K}}$ yang tinggi, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan furfural merupakan reaksi *irreversible* (reaksi yang tidak dapat balik). (Smith Vannes, 1984)

2.3. Diagram Alir Proses.

2.3.1. Diagram Alir Proses.

Diagram alir proses dapat dilihat pada gambar 2.1

2.3.2. Langkah Proses.

Proses pembuatan furfural dengan bahan baku sekam padi secara garis besar dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu:

1. Tahap *handling* dan penyiapan bahan baku.
2. Tahap hidrolisa dan dehidrasi.
3. Tahap pemisahan hasil dan pemurnian.

1. Tahap *handling* dan penyiapan bahan baku.

Bahan baku berupa sekam padi yang sudah dihaluskan dengan *crusher* diumpankan ke dalam reaktor menggunakan *belt conveyor* kemudian ditambah air dan katalis asam sulfat 6 %. Perbandingan jumlah padatan:cairan di dalam reaktor adalah 1:6.

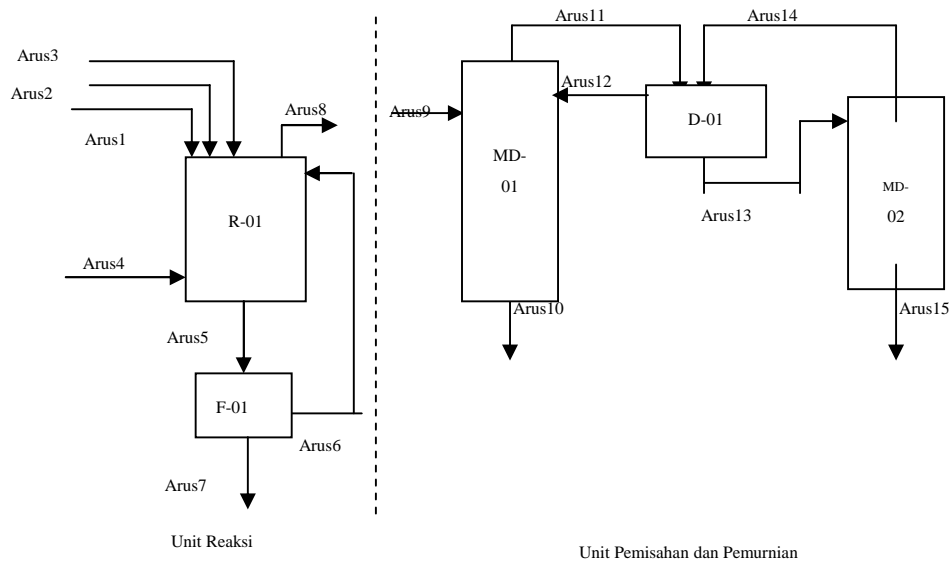
2. Tahap hidrolisis dan dehidrasi.

Tahap hidrolisis dan dehidrasi terjadi didalam reaktor(R-01). Reaksi yang terjadi di dalam reaktor(R-01) adalah reaksi eksotermis . Suhu di dalam reaktor adalah 133°C dalam tekanan 2,9 atm. Untuk mencapai kondisi operasi tersebut ke dalam reaktor(R-01) dimasukkan *superheated steam* dengan suhu 337°C dan tekanan 8,7 atm sebagai pemanas sehingga suhu di dalam reaktor(R-01) menjadi 133°C dan juga sebagai pendorong produk keluar reaktor(R-01). Di dalam reaktor(R-01) terjadi reaksi hidrolisis pentosan yang terkandung dalam sekam padi menjadi pentosa, kemudian dilanjutkan dengan reaksi dehidrasi pentosa menjadi furfural. Setelah semua reaksi berjalan maka akan terbentuk uap sebagai hasil reaksi. Uap ini mengandung furfural 6 %. Waktu tinggal dalam reaktor adalah 30 menit. Setelah 30 menit uap hasil reaksi dikeluarkan dari reaktor,uap ini mempunyai suhu 133°C dan tekanan 2,9 atm. Uap ini kemudian dimasukkan ke kondensor(CD-01) untuk diubah fasenya dari gas menjadi cair dan diturunkan suhunya menjadi 101°C . Hasil keluaran dari kondensor(CD-01) kemudian dimasukkan ke dalam akumulator(ACC-01) untuk ditampung sementara sebelum memasuki tahap pemisahan dan pemurnian. Sedangkan hasil bawah reaktor(R-01) difiltrasi dengan filter(F-01). Filtrat hasil filtrasi yang mengandung air dan asam sulfat diumpankan lagi ke reaktor(R-01), sedangkan limbah padat dibuang ke unit pengolahan limbah.

3. Tahap pemisahan dan pemurnian.

Hasil atas reaktor(R-01) dipompa dari akumulator(ACC-01) menuju kolom distilasi-01(MD-01) memisahkan furfural dari air. Hasil atas kolom distilasi-01(MD-01) dialirkan ke kondenser(CD-02) untuk diubah fasenya dari gas menjadi cair kemudian dimasukkan ke dekanter(DC-01) untuk memisahkan bahan organik dan anorganik berdasarkan perbedaan densitas. Di dalam dekanter terdapat dua lapisan,lapisan yang mengandung sedikit furfural dikembalikan ke kolom distilasi-01(MD-01). Lapisan yang mengandung banyak furfural dipompa menuju kolom distilasi-02(MD-02) untuk memisahkan furfural dari impuritas air. Di kolom distilasi ini furfural dimurnikan dari air ,sehingga didapatkan kemurnian furfural 99,5 %.Produk furfural yang merupakan hasil bawah kolom distilasi-02(MD-02) dilewatkan *cooler*(HE-01), kemudian disimpan pada tangki penyimpan pada kondisi cair pada tekanan 1 atm.

2.4. Neraca Massa dan Neraca Panas



Gambar 2.2. Diagram arus massa

2.4.1. Neraca Massa Total

Basis : 1 batch

Tabel 2.1. Neraca massa total unit reaksi.

Komponen	Massa masuk(kg)				Massa keluar(kg)	
	Arus 1	Arus2	Arus 3	Arus 4	Arus 7	Arus 8
Sellulosa	1110,00	-	-	-	1110,00	-
Hemisellulosa	660,00	-	-	-	-	-
Lignin	510,00	-	-	-	510,00	-
Silica	480,00	-	-	-	480,00	-
H2SO4	-	-	140,40	-	140,40	-
H2O	240,00	1956,7347	2,8653	5706,00	2379,60	5706,00
C5H4O2	-	-	-	-	120,00	360,00
Jumlah	3000,00	1956,7347	143,2653	5706,00	4740,00	6066,00
Total	10806,00				10806,00	

Tabel 2.2. Neraca massa total unit pemisahan dan pemurnian

Komponen	Massa masuk (kg/jam)		Massa keluar (kg/jam)	
	Arus 9		Arus 10	Arus 15
H ₂ O	6021,4982		6019,6042	1,8939
C ₅ H ₄ O ₂	379,9052		3,0113	376,8939
Jumlah	6401,4034		6022,6155	378,7879
Total	6401,4034		6401,4034	

2.4.2. Neraca Massa Alat

Tabel 2.3. Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Massa masuk (kg/batch)					Massa keluar (kg/batch)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 6	Arus 4	Arus 5	Arus 8
Sellulosa	1110,00	-	-	-	-	1110,00	-
Hemisellulosa	660,00	-	-	-	-	-	-
Lignin	510,00	-	-	-	-	510,00	-
Silica	480,00	-	-	-	-	480,00	-
H ₂ SO ₄	-	-	140,40	853,20	-	993,60	-
H ₂ O	240,00	1956,7347	2,8653	13366,80	5706,00	15746,40	5706,00
C ₅ H ₄ O ₂	-	-	-	-	-	120,00	360,00
Jumlah	3000,00	1956,7347	143,2653	14220,00	5706,00	18960,00	6066,00
Total	25026,00					25026,00	

Tabel 2.4 Neraca massa filter(F-01)

Komponen	Massa masuk	Massa keluar	
	(kg/batch)	(kg/batch)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7

Sellulosa	1110,00	-	1110,00
Hemiselulosa	-	-	-
Lignin	510,00	-	510,00
Silica	480,00	-	480,00
H2SO4	993,60	853,20	140,40
H2O	15746,40	13366,80	2379,60
C5H4O2	120,00	-	120,00
Jumlah	18960,00	14220,00	4740,00
Total	18960,00	18960,00	

Tabel 2.5. Neraca massa menara distilasi-01 (MD-01)

Komponen	Massa masuk (kg/jam)		Massa keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 12	Arus 10	Arus 11
C5H4O2	379,9052	270,2394	3,0113	647,1333
H2O	6021,4982	1198,4528	6019,6042	1200,3467
Jumlah	6401,4034	1468,6921	6022,6155	1847,4800
Total	7870,0955		7870,0955	

Tabel 2.6. Neraca massa dekanter (DC-01)

Komponen	Massa masuk (kg/jam)		Massa keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 14	Arus 12	Arus 13
H2O	1200,3467	77,2341	1198,4528	79,1280
C5H4O2	647,1333	41,6386	270,2394	418,5325
Jumlah	1847,4800	118,8727	1468,6921	497,6606
Total	1966,3527		1966,3527	

Tabel 2.7. Neraca massa menara distilasi-02 (MD-02)

Komponen	Massa masuk (kg/jam)		Massa keluar (kg/jam)	
	Arus 13		Arus 14	Arus 15
H2O	79,1280		77,2341	1,8939

C5H4O2	418,5325	41,6386	376,8939
Jumlah	497,6606	118,8727	378,7879
Total	497,6606	497,6606	

2.4.3. Neraca Panas Alat

Tabel 2.8. Neraca panas reaktor (R-01)

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	kJ	Komponen	kJ
Umpan masuk :		Uap keluar :	
Sekam padi	100573,969	C5H4O2	87612,129
H2O	451817,466	H2O	4038130,933
H2SO4	3774,18046	Cairan keluar :	
Recycle katalis	5826294,786	Sellulosa	197247,1776
Steam	21671263,2	Lignin	90627,0816
Panas reaksi	334371,359	Silica	84229,87584
		H2O	11133521,88
		H2SO4	192743,1762
		C5H4O2	29204,04293
Total	27702480,12	Total	27702480,12

Tabel 2.9 Neraca panas filter(F-01).

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	kJ	Komponen	kJ
Slurry masuk :		Filtrat keluar :	
Sellulosa	197247,1776	H2O	5727789,24
Lignin	90627,0816	H2SO4	98505,546

Silica	84229,87584	<i>Cake</i> keluar :	
H2O	11133521,88	Sellulosa	197247,1776
H2SO4	192743,1762	Lignin	90627,0816
C5H4O2	29204,04293	Silica	84229,87584
		H2O	5405732,64
		H2SO4	94237,627
		C5H4O2	29204,04293
Total	27702480,12	Total	27702480,12

Tabel 2.10. Neraca panas menara distilasi-01 (MD-01)

Komponen	Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
	Umpan (kJ/jam)	Refluk	Distilat	<i>Bottom</i>
H2O	3066340,992	570956,903	604121,864	3101236,768
C5H4O2	67781,812	107902,142	114169,813	543,281
Jumlah	3134122,803	678859,045	718291,678	3101780,048
Panas kondensor	-		2945767,623	
Panas <i>reboiler</i>	2952857,502		-	
Total	6765839,349		6765839,349	

Tabel 2.11. Neraca panas dekanter (DC-01)

Komponen	Panas masuk (kJ/jam)	Panas keluar (kJ/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
H2O	487776,4647	457565,6240	30210,8408
C5H4O2	91556,2485	35922,0547	55634,1938
Jumlah	579332,7132	493487,6786	85845,0346
Total	579332,7132	579332,7132	

Tabel 2.12. Neraca panas menara distilasi-02 (MD-02)

Komponen	Panas masuk (kJ/jam)	Panas keluar (kJ/jam)

	Umpan (kJ/jam)	Distilat	Bottom
H ₂ O	39824,304	38871,104	1622,921
C ₅ H ₄ O ₂	73839,164	7346,046	109319,815
Jumlah	113663,468	46217,150	110942,737
Panas kondensor	-		189539,970
Panas <i>reboiler</i>	233036,389	-	
Total	346699,857		346699,857

2.5. Tata Letak Pabrik dan Peralatan

2.5.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau penyusunan peralatan proses dan fasilitas pabrik lainnya, sedemikian rupa sehingga pabrik dapat berfungsi dengan efektif, efisien dan aman. Tata letak pabrik yang baik bertujuan agar :

1. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik
2. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien.
3. Mempermudah penanganan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dan lain-lain.
4. Mencegah terjadinya polusi.
5. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan.
6. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

Untuk mencapai hasil yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Perlu disediakan areal perluasan produksi yang tidak jauh dari proses lama.
2. Faktor keamanan, keamanan dalam bahaya kebakaran sangat penting sehingga dalam merencanakan *lay out* selalu diusahakan untuk memisahkan sumber api dan panas dari sumber bahan yang mudah meledak. Unit-unit yang ada dikelompokkan agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
3. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *out door* untuk menekan biaya bangunan gedung, sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi oleh perubahan musim.
4. Fasilitas untuk karyawan seperti masjid, kantin, parkir dan sebagainya diletakkan strategis sehingga tidak mengganggu jalannya proses.
5. Jarak antara pompa dan peralatan proses harus diperhitungkan agar tidak mengalami kesulitan dalam melakukan pemeliharaan dan perbaikan.
6. Disediakan tempat untuk membersihkan alat agar tidak mengganggu peralatan lain.

7. Jarak antara unit yang satu dengan yang lain diatur sehingga tidak saling mengganggu.
8. Sistem pemipaan diletakkan pada posisi yang tidak mengganggu operator dan memberikan warna atau simbol yang jelas untuk masing-masing proses sehingga memudahkan bila terjadi kerusakan dan kebocoran.

Secara garis besar *lay out* pabrik ini dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol. Daerah administrasi / perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses, merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat berlangsungnya produksi
3. Daerah pergudangan umum, fasilitas karyawan, bengkel dan garasi.
4. Daerah utilitas, merupakan daerah dimana kegiatan persediaan air, pengolahan limbah, tenaga listrik dan lain sebagainya.

2.5.2. Tata Letak Peralatan

Dalam menentukan tata letak peralatan ada beberapa hal yang harus diperhatikan yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

Perlu diperhatikan elevasi dari pipa. Untuk pipa di atas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih. Sedangkan untuk pipa

pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses produk perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya

stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan

keselamatan pekerja. Di samping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

4. Lalu lintas pekerja

BAB III

SPEKIFIKASI PERALATAN PROSES

3.1. Tangki Asam Sulfat (TB-01)

Fungsi : menyimpan asam sulfat selama satu bulan.

Jenis : silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas *conical*.

Jumlah : 1 buah

Volume : 2540,065 ft³

Kondisi penyimpanan : $T = 30^{\circ}C$

$P = 1 \text{ Atm}$

Bahan konstruksi : *stainless steel SA-167*

Diameter : 15 ft

Tinggi	: 18 ft
Tebal <i>shell</i>	
▪ <i>Course 1</i>	: 0,3 in
▪ <i>Course 2</i>	: 0,27 in
Tebal <i>head</i>	: 0,22 in
Tinggi <i>head</i>	: 2,0086 ft

3.2. Pompa -01 (P-01)

Fungsi	: memompa asam sulfat dari tangki asam sulfat ke reaktor.
Tipe	: <i>single stage centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 4,8731 gpm
<i>Head</i> pompa	: 17,24 ft
Power pompa	: 0,5 Hp
Power motor	: 1 Hp
Kecepatan putar motor	: 2950 rpm
Efisiensi pompa	: 39 %
Efisiensi motor	: 80 %
Tegangan	: 220/380 volt
Frekuensi	: 50 Hz
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel SA-167</i>
Pipa yang digunakan	
▪ <i>D nominal size</i>	: 1 in
▪ <i>Schedule</i>	: 80
▪ ID pipa	: 0,957 in
▪ OD pipa	: 1,315 in
▪ <i>A inside</i>	: 0,0049 ft ²

3.3. Rotary Cutter (RC-01)

Fungsi	: menghaluskan sekam padi
Kapasitas	: 960 lb/hr
Bukaan ayakan	: 1/8 in
Power	: 12 Hp
Kecepatan putar	: 900 rpm
Tegangan	: 220/380 volt
Frekuensi	: 50 Hz

3.4. *Belt Conveyor (BC-01)*

Fungsi	: mengangkut bahan baku sekam padi dari <i>rotary cutter</i> menuju <i>hopper</i>
Kapasitas	: 661,3757 tons/hr
Panjang	: 36 ft
Lebar sabuk	: 42 in
Kecepatan	: 400 fpm
Power motor	: 12 Hp
Kecepatan putar motor	: 1500 rpm
Tegangan	: 220/380 volt
Frekuensi	: 50 Hz
Bahan sabuk	: <i>rubber</i>

3.5. *Hopper (H-01)*

Fungsi	: menampung sekam padi sebelum masuk reaktor
Tipe	: <i>conical</i>
Volume	: 174,1545 ft ³
Diameter	: 4,53 ft
Tinggi	: 14,27 ft
Tebal <i>shell</i>	: 0,5 in
Bahan	: <i>carbon steel</i>

3.6. *Belt Conveyor (BC-02)*

Fungsi	: mengangkut bahan baku sekam padi dari <i>hopper</i> menuju reaktor
Kapasitas	: 661,3757 tons/hr
Panjang	: 36 ft
Lebar sabuk	: 42 in
Kecepatan	: 400 fpm
Power motor	: 12 Hp
Kecepatan putar motor	: 1500 rpm
Tegangan	: 220/380 volt
Frekuensi	: 50 Hz
Bahan sabuk	: <i>rubber</i>

3.7. *Reaktor (R-01)*

Fungsi	: menghidrolisis pentosan menjadi furfural.
Tipe	: <i>batch reactor</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA -283 grade C</i> dengan bahan <i>lining carbon bricks and antiproof cement</i> .
Jumlah	: 2 buah
Spesifikasi	
▪ Kondisi operasi	
Suhu	: 133 °C
Tekanan	: 2,9 atm
▪ Volume reaktor	: 870,80541 ft ³
▪ Tinggi reaktor	: 10,3518 ft
▪ Diameter reaktor	: 10,3518 ft
▪ Tebal <i>shell</i>	: 0,43 in
▪ Tebal <i>head</i>	: 0,625 in

- Tinggi *head* : 3,8892 in
- Isolasi
 - Tebal isolasi : 0,1576 m
 - Bahan isolasi : *rockwool*

3.8. Filter (F-01)

- Fungsi : memisahkan padatan sekam padi dari filtratnya
- Jenis : *horizontal belt filter*
- Luas area : 120 m²
- Kecepatan *slurry* : 300 t/jam

3.9. Kondensor – 01 (CD-01)

Fungsi : mengkondensasikan dan mendinginkan hasil reaktor.

- Jenis : 1-2 *shell and tube* kondensor *subcooler*
- Bahan konstruksi
 - *Tube* : *cast steel*
 - *Shell* : *carbon steel SA 283 grade C*
- Duty* : 26548062 kJ/jam
- Luas transfer panas : 1901,71520 ft²
- Spesifikasi *tube*
 - Fluida : air
 - Suhu : 30 – 48 °C
 - Kapasitas : 351164,8387 kg/jam
 - OD *tube* : 1 in
 - ID *tube* : 0,870 in
 - BWG : 16
 - Susunan : *triangular pitch*, PT = 1,25

- Jumlah *tube* : 454
- *Passes* : 2
- Panjang : 16 ft

Spesifikasi *shell*

- Fluida : hasil atas reaktor
- Suhu : 133 °C
- Kapasitas : 12132 kg/jam
- ID *shell* : 31 in
- Jarak *baffle* : 31 in
- *Passes* : 1

3.10. Akumulator (ACC-01)

Fungsi : menampung sementara hasil CD – 01

Jenis : tangki berbentuk silinder vertical dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torispherical*.

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 283 grade C*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kondisi operasi
 - Suhu : 101 °C
 - Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 6401,4034 kg/jam
- Tinggi : 9,92 ft
- Diameter : 7,10 ft
- Tebal *shell* : 0,3125 in
- Tinggi *head* : 1,4088 ft
- Tebal *head* : 0,3125 in
- Isolasi
 - Tebal isolasi : 0,104 m
 - Bahan isolasi : *rockwool*

3.11. Pompa – 02 (P-02)

Fungsi : memompa fluida dari akumulator menuju MD-01

Tipe : *single stage centrifugal pump*

Kapasitas : 35,0984 gpm

Head pompa : 25,76 ft

Power pompa : 0,5 Hp

Power motor : 1 Hp

Kecepatan putar motor : 2950 rpm

Efisiensi pompa : 50 %

Efisiensi motor : 80 %

Tegangan : 220/380 volt

Frekuensi : 50 Hz

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-283 grade C*

Pipa yang digunakan

▪ D nominal size : 2,5 in

▪ *Schedule* : 40

▪ ID pipa : 2,469 in

▪ OD pipa : 2,875 in

▪ *A inside* : $0,03322 \text{ ft}^2$

3.12. Kolom Distilasi – 01 (MD-01)

Fungsi : memurnikan furfural dari impuritas air

Jenis : menara distilasi dengan *plate*

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Kolom / *Shell*

- Diameter : 2,1167 ft
- Tinggi menara : 54,1878 ft
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Head

- Tipe : *torispherical head*
- Tinggi *head* atas : 6,2294 in
- Tebal *head* atas : 0,1875 in
- Tinggi *head* bawah : 6,2294 in
- Tebal *head* bawah : 0,1875 in

Plate

- Tipe : *sieve tray*
- Jumlah *plate* : 36 (tanpa *reboiler*)
- *Plate spacing* : 0,5 m

Isolasi

- Tebal isolasi : 0,0947 m
- Bahan isolasi : *rockwool*

3.13. Kondensator – 02 (CD-02)

Fungsi : mengkondensasikan hasil atas MD -01

Jenis : *shell and tube* 1 – 2 horisontal kondensator

Bahan konstruksi

- *Tube* : *cast steel*
- *Shell* : *carbon steel SA 283 grade C*

Duty : 2266908,579 kJ/jam

Luas transfer panas : 277 ft²

Spesifikasi *tube*

- Fluida : air

- Suhu : 30 – 45 °C
- Kapasitas : 35982,6759 kg/jam
- OD *tube* : 1 in
- ID *tube* : 0,670 in
- BWG : 8
- Susunan : *triangular pitch*, PT = 1,25
- Jumlah *tube* : 66
- Passes : 2
- Panjang : 16 ft

Spesifikasi *shell*

- Fluida : hasil atas MD-01
- Suhu : 97,9 °C
- Kapasitas : 1847,48002 kg/jam
- ID *shell* : 13,25 in
- Jarak *baffle* : 13,25 in
- *Passes* : 1

3.14. *Reboiler – 01 (RB-01)*

Fungsi : menguapkan kembali hasil bawah MD- 01 yang dikembalikan ke kolom.

Jenis : *kettle reboiler*

Bahan konstruksi

- *Tube* : *carbon steel*
- *Shell* : *carbon steel*

Duty : 2952857,5015 kJ/jam

Luas transfer panas : 100,9223 ft²

Spesifikasi *tube*

- Fluida : *saturated steam*

- Suhu : 352 ° F
- Kapasitas : 3214,3768 lb/jam
- OD *tube* : 1 in
- ID *tube* : 0.87 in
- BWG : 16
- Susunan : *triangular pitch*, PT = 1,25
- Jumlah *tube* : 48
- Passes : 4
- Panjang *tube* : 8 ft

Spesifikasi *shell*

- Fluida : hasil bawah kolom distilasi-o1
- Suhu : 212,0304 ° F
- Kapasitas : 6022,6155 kg/jam
- ID *shell* : 12 in
- Jarak *baffle* : 12 in
- *Passes* : 1

3.15. Dekanter (DC-01)

- Fungsi : memisahkan furfural dari air
- Tipe : *horisontal drum*
- Material : *carbon steel SA 283 grade C*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 0,9830 m³
- Diameter : 2,452 ft
- Panjang : 7,356 ft
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Head

- Jenis : *torispherical dished heads*

▪ Tinggi *head* : 0,6033 ft

▪ Tebal *head* : 0,1875 in

Isolasi

▪ Bahan isolasi : *rockwool*

▪ Tebal isolasi : 0,0927

Kondisi operasi

▪ Tekanan : 1 atm

▪ Suhu : 97,9^o C

Waktu tinggal : 5,18 menit

3.16. Pompa – 03 (P-03)

Fungsi : memompa hasil atas dekanter menuju MD-01.

Tipe : *single stage centrifugal pump*

Kapasitas : 10,2461 gpm

Head pompa : 31 ft

Power pompa : 0,5 Hp

Power motor : 1 Hp

Kecepatan putar motor : 2950 rpm

Efisiensi pompa : 41 %

Efisiensi motor : 80 %

Tegangan : 220/380 volt

Frekuensi : 50 Hz

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-283 grade C*

Pipa yang digunakan

▪ *D nominal size* : 1,25 in

▪ *Schedule* : 40

▪ ID pipa : 1,38 in

- OD pipa : 1,66 in
- A_{inside} : 0,0104 ft²

3.17. Pompa – 04 (P-04)

Fungsi : memompa hasil bawah dekanter menuju kolom distilasi-02.

Tipe : *single stage centrifugal pump*

Kapasitas : 2,4872 gpm

Head pompa : 15,18 ft

Power pompa : 0,5 Hp

Power motor : 1 Hp

Kecepatan putar motor : 2950 rpm

Efisiensi pompa : 38 %

Efisiensi motor : 80 %

Tegangan : 220/380 volt

Frekuensi : 50 Hz

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-283 grade C*

Pipa yang digunakan

- *D nominal size* : 0,75 in
- *Schedule* : 40
- ID pipa : 0,824 in
- OD pipa : 1,05 in
- A_{inside} : 0,00371 ft²

3.18. Kolom Distilasi – 02 (MD-02)

Fungsi : memurnikan furfural dari impuritas air

Jenis : menara distilasi dengan bahan isian

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Kolom / *Shell*

- Diameter : 1,38 ft
- Tinggi menara : 20,19 ft
- Tebal *shell* : 0,25 in

Head

- Tipe : *torispherical head*
- Tinggi *head* atas : 4,9150 in
- Tebal *head* atas : 0,25 in
- Tinggi *head* bawah : 4,9105 in
- Tebal *head* bawah : 0,25 in

Packing

- Jenis : *raschig ring*
- Bahan : keramik
- Ukuran : 16 mm
- HETP : 1,38 ft

Isolasi

- Tebal isolasi : 0,1596 m
- Bahan isolasi : *rockwool*

3.19. Kondensor-03 (CD-03)

Fungsi : mengkondensasikan hasil atas MD-02.

Tipe : *double pipe*

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *carbon steel SA 283 grade C*
- *Inner pipe* : *carbon steel SA 283 grade C*

Duty : 189539,97 kJ/jam

Luas transfer panas : 17,4 ft²

Hairpin : 2 1/2 - 1 1/4 in *hairpin* SN 40

Jumlah *hairpin* : 1

Panjang *hairpin* : 20 ft

Spesifikasi *annulus*

- Fluida : hasil atas MD-02
- Suhu : 97,9 °C
- Kapasitas : 118,8727 kg/jam
- ID : 2,469 in SN 40
- OD : 2,88 in

Spesifikasi *inner pipe*

- Fluida : air
- Suhu : 30 - 45 °C
- Kapasitas : 3008,5709 kg/jam
- ID : 1,38 in SN 40
- OD : 1,66 in

3.20. *Reboiler – 02 (RB-02)*

Fungsi : menguapkan kembali hasil bawah MD- 02 yang dikembalikan ke kolom.

Jenis : *kettle reboiler*

Bahan konstruksi

- *Tube* : *carbon steel*
- *Shell* : *carbon steel*

Duty : 233036,3889 kJ/jam

Luas transfer panas : 42,2468 ft²

Spesifikasi *tube*

- Fluida : *saturated steam*
- Suhu : 350 °F

- Kapasitas : 253,6752 lb/jam
- OD *tube* : 1 in
- ID *tube* : 0,834 in
- BWG : 14
- Susunan : *triangular pitch*, PT = 1,25
- Jumlah *tube* : 16
- *Passes* : 2
- Panjang *tube* : 10 ft

Spesifikasi *shell*

- Fluida : hasil bawah MD-02
- Suhu : 296,7985 °F
- Kapasitas : 378,7879 kg/jam
- ID *shell* : 8 in
- Jarak *baffle* : 8 in
- *Passes* : 1

3.21. Pompa – 05 (P-05)

Fungsi : memompa hasil bawah MD-02 menuju tangki penyimpanan produk.

Tipe	: <i>single stage centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 1,9903 gpm
<i>Head</i> pompa	: 19,41 ft
Power pompa	: 0,5 Hp
Power motor	: 1 Hp
Kecepatan putar motor	: 2950 rpm
Efisiensi pompa	: 38 %
Efisiensi motor	: 80 %

Tegangan	: 220/380 volt
Frekuensi	: 50 Hz
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA-283 grade C</i>
Pipa yang digunakan	
▪ <i>D nominal size</i>	: 0,5 in
▪ <i>Schedule</i>	: 40
▪ ID pipa	: 0,622 in
▪ OD pipa	: 0,84 in
<i>A inside</i>	: 0,00211 ft ²

3.22. Cooler-01 (HE-01)

Fungsi : mendinginkan produk bawah MD – 02 yang akan di simpan di tangki produk.

Tipe	: <i>double pipe</i>
Bahan konstruksi	
▪ <i>Annulus</i>	: <i>cast steel</i>
▪ <i>Inner pipe</i>	: <i>carbon steel SA 283 grade C</i>
<i>Duty</i>	: 70292,0668 kJ/jam
Luas transfer panas	: 26,9086 ft ²
<i>Hairpin</i>	: 2 1/2 - 1 1/4 in <i>hairpin</i> SN 40
Jumlah <i>hairpin</i>	: 2
Panjang <i>hairpin</i>	: 20 ft
Spesifikasi <i>annulus</i>	
▪ Fluida	: air
▪ Suhu	: 30 – 48 °C
▪ Kapasitas	: 929,7892 kg/jam
▪ ID	: 2,469 in SN 40
▪ OD	: 2,88 in

Spesifikasi *inner pipe*

- Fluida : hasil bawah MD-02
- Suhu : $156,41 - 60^{\circ} \text{C}$
- Kapasitas : 378,7879 kg/jam
- ID : 1,380 in SN 40
- OD : 1,66 in

3.23. Tangki penyimpan produk furfural (TA-01)

Fungsi : menyimpan produk furfural selama satu bulan.

Jenis : silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas *conical*.

Jumlah : 1 buah

Volume : $292,8298 \text{ m}^3$

Kondisi penyimpanan : $T = 60^{\circ} \text{C}$

$P = 1 \text{ Atm}$

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-283 grade C*

Diameter : 25 ft

Tinggi : 24 ft

Tebal *shell*

▪ *Course 1* : 0,54 in

▪ *Course 2* : 0,50 in

▪ *Course 3* : 0,47 in

▪ *Course 4* : 0,41 in

Tebal *head* : 0,4375 in

Tinggi *head* : 4,0769 ft

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik furfural yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT). Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya dan karyawan perusahaan.
5. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas (PT) dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

5.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berprinsip pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem, organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf, yaitu :

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing – masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing – masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing – masing seksi.

5.3. Tugas dan Wewenang

5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalanya 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 untuk :

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

5.3.2. 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

5.3.3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi :

1. Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Produksi meliputi :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala – kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5.3.4. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur 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.

5.3.5. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi dua departemen yaitu :

1. Departemen Penelitian
2. Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang Litbang :

- a) Mempertinggi mutu suatu produk.
- b) Memperbaiki proses dari pabrik / perencanaan alat untuk pengembangan produksi.
- c) Mempertinggi efisiensi kerja.

5.3.6. 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 Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi :

a) Seksi proses

Tugas seksi proses :

1. Mengawasi jalannya proses dan produksi.
2. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b) Seksi Pengendalian

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c) Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium :

1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
2. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
3. Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik.

2. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Pemasaran dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian ini membawahi :

a) Seksi Penjualan

Tugas seksi penjualan :

1. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
2. Mengatur distribusi barang dari gudang.

3. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas. Kepala Bagian Teknik membawahi :

a) Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan :

1. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
2. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

b) Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

a) Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah pajak.

b) Seksi Kas

Tugas seksi kas :

1. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.
2. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia :

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
2. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
3. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b) Seksi Humas

Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan :

1. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
2. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan
3. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

5.3.7. Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing – masing sesuai dengan seksinya.

5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik furfural direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown*) pabrik. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan *non shift* / harian

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Waktu kerja

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian – bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian keamanan.

Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

- *Shift* pagi : jam 07.00 – 15.00
- *Shift* sore : jam 15.00 – 23.00
- *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A,B,C,D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat, dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya.

Tabel 5.1. Jadwal pembagian kelompok *shift*

<i>Shift</i>	Hari ke													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Pagi	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D
Sore	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B
Malam	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C
Libur	D	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D	A

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik furfural ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. 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.

5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.6.1. Penggolongan Jabatan

1. Direktur Utama : Sarjana semua jurusan
2. Direktur Produksi : Sarjana Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : Sarjana Ekonomi
4. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
5. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
6. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
7. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
8. Kepala Bagian Umum : Sarjana Hukum
9. Kepala Seksi : Sarjana Muda
10. Operator : STM/SLTA/Sederajat
11. Sekretaris : Akademi Sekretaris
12. Dokter : Sarjana Kedokteran
13. Perawat : Sekolah Perawat
14. Lain-lain : SMP/Sederajat

5.6.2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 5.2. Jumlah karyawan sesuai dengan jabatannya

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1

2.	Direktur Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staf Ahli	1
5.	Litbang	2
6.	Sekretaris	3
7.	Kepala Bagian Produksi	1
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Umum	1
11.	Kepala Bagian Keuangan	1
12.	Kepala Seksi Proses	1
13.	Kepala Seksi Pengendalian	1
14.	Kepala Seksi Laboratorium	1
15.	Kepala Seksi Penjualan	1
16.	Kepala Seksi Pembelian	1
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18.	Kepala Seksi Utilitas	1
19.	Kepala Seksi Administrasi	1
20.	Kepala Seksi Kas	1
21.	Kepala Seksi Personalia	1
22.	Kepala Seksi Humas	1
23.	Kepala Seksi Keamanan	1
24.	Karyawan Proses	25
25.	Karyawan Pengendalian	8
26.	Karyawan Laboratorium	8
27.	Karyawan Penjualan	2
28.	Karyawan Pembelian	2
29.	Karyawan Pemeliharaan	3
30.	Karyawan Utilitas	8
31.	Karyawan Administrasi	2
32.	Karyawan Kas	2

33.	Karyawan Personalia	4
34.	Karyawan Humas	2
35.	Karyawan Keamanan	8
36.	Dokter	1
37.	Perawat	1
38.	Sopir	3
39.	Pesuruh	3
	Total	108

Tabel 5.3. Perincian golongan dan gaji karyawan

Gol.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp.)	Kualifikasi
I	Direktur Utama	25.000.000,00	S1
II	Direktur	15.000.000,00	S1
III	Staf Ahli	7.000.000,00	S1
IV	Kepala Bagian	6.000.000,00	S1
V	Kepala Seksi	3.500.000,00	S1/D3
VI	Karyawan Biasa	1.000.000,00 – 2.500.000,00	SLTA/D1/D3

5.7. Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain :

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pakaian kerja

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

4. Pengobatan

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

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian yang penting untuk menunjang berlangsungnya proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses meliputi : unit pengadaan air, unit pengadaan *steam*, unit pengadaan listrik, dan unit pengadaan bahan bakar.

Unit-unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik *Vinyl Asetat* antara lain :

1. Unit pengadaan air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut :

- a. Air pendingin
- b. Air proses
- c. Air umpan *boiler*
- d. Air konsumsi dan sanitasi

2. Unit pengadaan *steam*

Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas dalam reaktor dan pemanas *reboiler*.

3. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau

listrik AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit pengadaan bahan bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan generator.

4.1.1. Unit Pengadaan Air

1. Sumber Air Baku

Kebutuhan air pada pabrik *Vinyl Asetat* dipenuhi dari air baku yang berasal dari dua sumber, yaitu :

a. Sumber air permukaan

Air permukaan yang diambil adalah air dari sungai yang mengalir disekitar pabrik. Air ini digunakan sebagai air pendingin. Digunakan sumber air permukaan, karena kebutuhan air pendingin yang cukup banyak.

b. Sumber air tanah

Air tanah diambil dari sumber sumur dalam. Air ini digunakan untuk umpan reaktor, memenuhi kebutuhan air umpan *boiler*, air konsumsi dan sanitasi. Karena kebutuhannya tidak terlalu banyak maka cukup diambil dari sumber air tanah. Alasan lainnya agar air yang diolah dapat memenuhi syarat untuk konsumsi manusia.

Penggunaan air baku ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air baku di pabrik yaitu antara lain :

a. Kebutuhan air pendingin

Sumber air diambil dari air permukaan yaitu dari air sungai yang mengalir dekat pabrik sebagai *raw water*. Alasan digunakannya air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor sebagai berikut :

- Air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah.
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.
- Tidak terdekomposisi.

Air pendingin ini digunakan sebagai pendingin pada *cooler* dan kondensor. Hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin adalah kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.

b. Kebutuhan air proses dan air umpan *boiler*

Sumber air untuk keperluan ini adalah air tanah. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air proses dan air umpan *boiler* adalah :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi di dalam *boiler* disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut.

- Zat-zat yang menyebabkan pembusaan (*foaming*)

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik, anorganik, dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

c. Kebutuhan air konsumsi dan sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi berasal dari sumber air tanah. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan dan pertamanan. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

Syarat fisik :

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

Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik
- Tidak beracun

Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri yang patogen.

2. Perhitungan jumlah kebutuhan air

Kebutuhan air di pabrik Vinyl Asetat dapat diketahui dengan perhitungan sebagai berikut :

a. Kebutuhan air permukaan (air sungai)

- Kebutuhan air pendingin

Air pendingin digunakan untuk mendinginkan alat-alat proses, yaitu :

$$\text{Kondensor-01} = 41.737,36 \text{ kg/j}$$

$$\text{Cooler-01} = 26.337,54 \text{ kg/j}$$

$$\text{Cooler 2} = 522,8675 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air pendingin} &= 68597,76 \text{ kg/j} \\ &= 233,14 \text{ m}^3/\text{j} = 5595,34 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\text{Total kebutuhan air sungai} = 5595,34 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menjaga kemungkinan bocor saat distribusi maka dilebihkan 10%, sehingga kebutuhan air sungai 6154,9 m³/hari.

b. Kebutuhan air tanah

- Kebutuhan air umpan *boiler*

Air ini digunakan untuk produksi *steam* yang di umpankan ke alat – alat proses, yaitu Vaporizer, *reboiler-01* dan *HE-01*.

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air umpan boiler} &= 8634,64 \text{ kg/j} \\ &= 8,67 \text{ m}^3/\text{j} = 208,13 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

- Kebutuhan air *makeup boiler*

$$\begin{aligned} \text{Air makeup} &= 6433,91 \text{ kg/j} \\ &= 6,46 \text{ m}^3/\text{j} = 155,08 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

- Kebutuhan air untuk konsumsi dan sanitasi

$$\text{Air untuk karyawan kantor} = 4,6 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air untuk perumahan} = 3,2 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air untuk laboratorium} = 2 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air untuk kebersihan, taman, dll} = 10 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Total kebutuhan air untuk konsumsi dan sanitasi} = 19,8 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Total kebutuhan air tanah} = 9,45 \text{ m}^3/\text{jam} = 226,84 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menjaga kemungkinan bocor saat distribusi maka dilebihkan 10%, sehingga kebutuhan air tanah = 249,53 m³/hari.

3. Pengolahan Air

Kebutuhan air dalam pabrik ini diperoleh dari air permukaan yaitu dari sungai yang mengalir di sekitar pabrik, dan air tanah dari sumber sumur dalam. Air tersebut diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan.

Pengolahan air tersebut dapat dibagi menjadi dua macam, yaitu :

a. Pengolahan air pendingin

Kebutuhan air pendingin dipenuhi dari sumber air permukaan yaitu air sungai. Mula-mula air sungai dimasukkan ke bak pengendap untuk mengendapkan lumpur dan kotoran-kotoran lain, lalu dengan pompa *raw water intake* dialirkan ke tangki penampung.

Pada waktu penyedotan air dengan pompa ke tangki, dilakukan penginjeksian :

- *Alum*, yang berfungsi sebagai flokulan
- *Coagulan aid*, yang berfungsi untuk mengatur pH sekitar 6,4 – 6,7
- *Calcium hypochlorite* atau Cl₂ cair yang berfungsi sebagai desinfektan

Tangki ini sekaligus berfungsi sebagai *clarifier* untuk mengendapkan flok-flok yang terbentuk. Lumpur yang diendapkan di *blow down*, sedangkan air keluar dari bagian atas. Air ini dilewatkan melalui *sand filter* (tangki penyaring), untuk menyaring partikel-partikel kotoran halus yang masih ada. Kemudian air tersebut ditampung dalam

tangki penampung sementara. Dari sini, air mengalami dua macam perlakuan, yaitu diinjeksikan bahan-bahan kimia, antara lain :

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- *Dispersant*, berguna untuk mencegah terjadinya penggumpalan atau pengendapan fosfat

Untuk air umpan *boiler* juga dilakukan proses demineralisasi, untuk mencegah pembentukan kerak pada *boiler*.

b. Pengolahan air umpan boiler dan air proses

Air umpan *boiler* dan air proses menggunakan air tanah karena untuk kebutuhan air umpan ini harus memenuhi syarat-syarat air untuk *boiler* dan reaktan yang antara lain segi kemurnian. Hal ini sulit untuk dipenuhi apabila digunakan air sungai, sehingga dipergunakan air tanah yang relatif lebih sedikit terkontaminasi oleh bahan lain.

Pengolahan dilakukan proses demineralisasi (pada *ion exchanger*), yaitu penghilangan mineral-mineral dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^- , Cl^- , lalu dilanjutkan proses penghilangan gas-gas terlarut (pada *deaerator*), terutama O_2 dan CO_2 , karena gas-gas tersebut dapat mengakibatkan terjadinya korosi. Proses demineralisasi menggunakan suatu *cation exchanger* (untuk menghilangkan kation-kation mineralnya) dan suatu *anion exchanger* (untuk menghilangkan anion-anion mineralnya). Sedangkan proses penghilangan gas terlarut menggunakan suatu *deaerator*.

c. Pengolahan air untuk konsumsi dan sanitasi

Kebutuhan air untuk konsumsi dan sanitasi dipenuhi dari sumber air tanah. Pengolahan dilakukan secara fisik, kimia, dan desinfeksi, yaitu di aerasi, di filtrasi, kemudian diozonisasi menggunakan media ozon (O₃) sebagai oksidan sekaligus desinfektannya untuk menghilangkan bakteri-bakteri khususnya yang patogen. Proses ini dipilih agar air yang dihasilkan layak dan memenuhi syarat untuk dikonsumsi.

Spesifikasi *clarifier* :

Kode	= CL-01
Tipe	= <i>Coris</i>
Jumlah	= 1 buah
Kapasitas	= 1,38 m ³ /j
Diameter	= 1,16 m
Tinggi	= 2,6 m

4.1.2. Unit Pengadaan *Steam*

Steam yang diproduksi pada pabrik Vinyl Asetat ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada Vaporizer, *reboiler-01* dan *reboiler-02*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan *boiler*. Kebutuhan *steam* pada pabrik Vinyl Asetat ini adalah sebagai berikut :

Tekanan	= 128 psia
Suhu	= 371.11°C
Jumlah	= 7849,67 kg/j

Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi, maka jumlahnya dilebihkan sebanyak 10%. Jadi jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah sebanyak = 8634,641 kg/j.

Spesifikasi boiler :

Kode	= B-01
Tipe	= <i>Fire tube boiler</i>
Jumlah	= 1 buah
<i>Heating surface</i>	= 9940,46 ft ²
<i>Rate of steam</i>	= 19035,9 lb/j
Suhu <i>steam</i>	= 971,6°F
Tekanan <i>steam</i>	= 133,71 psia
Efisiensi	= 80%
Bahan bakar	= Solar

4.1.3. Unit Pengadaan Listrik

Pada prarancangan pabrik Vinyl Asetat ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik dengan pertimbangan :

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

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

Listrik untuk keperluan proses dan keperluan utilitas	= 73,82 kW
Listrik untuk penerangan	= 74,75 kW
Listrik untuk AC	= 5 kW
Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi	= 10 kW
Total kebutuhan listrik	= 163,58 kW

Jumlah kebutuhan listrik sebesar itu disuplai oleh PLN atau generator jika terjadi gangguan listrik dari PLN. Generator yang digunakan mempunyai efisiensi 80% sehingga masukan daya = 204,473 kW.

Spesifikasi generator :

Kode	= G-01
Tipe	= AC generator
Jumlah	= 1 buah
Kapasitas	= 250 kW
Frekuensi	= 50 Hz
Tegangan	= 220/380 volt
Efisiensi	= 80%
Bahan bakar	= Solar

4.1.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar yang diperoleh dari Pertamina atau distributornya.

Pemilihan bahan bakar cair ini didasarkan pada :

1. Mudah di dapat
2. Ketersediaanya terjamin
3. Mudah dalam penyimpanan

Spesifikasi solar adalah sebagai berikut :

1. *Heating value* : 18800 Btu/lb
2. Efisiensi : 80%
3. Densitas : 54,3188 lb/ft³

Kebutuhan bahan bakar adalah sebagai berikut :

$$\text{Boiler} = 510 \text{ L/j}$$

$$\text{Generator} = 30 \text{ L/j}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar (solar) total} = 540 \text{ L/j}$$

4.2. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikontrol dan mutu produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan.

Laboratorium berada dibawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain :

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk.
2. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi dengan melakukan analisa terhadap pencemaran lingkungan.

3. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non shift*.

1. Kelompok *shift*

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja *shift* selama 24 jam dengan dibagi menjadi 4 *shift*. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam.

2. Kelompok *non shift*

Kelompok ini mempunyai tugas melakukan analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok *shift*, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain :

- a. Menyiapkan reagen kimia untuk analisa laboratorium
- b. Melakukan analisa bahan buangan penyebab polusi
- c. Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi

Dalam melaksanakan tugasnya, bagian laboratorium dibagi menjadi :

- a. Laboratorium fisik dan analitik
- b. Laboratorium penelitian dan pengembangan

4.2.1. Laboratorium Fisik dan Analitik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan yaitu antara lain :

1. *Specific gravity*
2. Viskositas
3. Kandungan bahan pengotor

4.2.2. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

1. Diversifikasi produk
2. Perlindungan terhadap lingkungan

Disamping mengadakan penelitian rutin laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non rutin. Misalnya, penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

Alat analisa penting yang digunakan antara lain :

1. *Water content tester*, untuk menganalisa kadar air.
2. Hidrometer, untuk mengukur *specific gravity*.
3. *Viscometer*, untuk mengukur viskositas produk.
4. *Infra red spectrofotometer (IRS)*, untuk menganalisa kandungan bahan pengotor dalam bahan baku dan produk.

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Pada prarancangan pabrik furfural ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini dapat menguntungkan atau tidak. Yang terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga ini dipakai sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi, sedangkan analisa ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan / estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan.

Untuk itu pada prarancangan pabrik furfural ini, kelayakan investasi modal dalam sebuah pabrik dapat diperkirakan dan dianalisa, yaitu :

1. *Percent Return on Investment (ROI)*

ROI merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal investasi.

$$\text{Prb} = \frac{\text{Pb} \times \text{ra}}{\text{If}}$$

$$\text{Pra} = \frac{\text{Pa} \times \text{ra}}{\text{If}} \quad (\text{Aries\&Newton,1955})$$

Dengan :

$$\text{Prb} = \text{ROI Sebelum pajak}$$

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.

$$POT = \frac{If}{Pb \times rb + 0,1Fa} \quad (\text{Aries\&Newton,1955})$$

3. Break Event Point

Break Event Point adalah kapasitas produksi yang menyebabkan pabrik tidak untung dan rugi.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (\text{Aries\&Newton,1955})$$

Dengan :

Sa = penjualan produk

Ra = *regulated cost*

Va = *variable cost*

Fa = fixed manufacturing cost

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah kapasitas produksi yang menyebabkan pabrik harus ditutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (\text{Aries\&Newton,1955})$$

5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*discounted cash flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
 - a. *Manufacturing Cost*
 - b. *General Expense*
3. Total pendapatan penjualan produk furfural

Yaitu keuntungan yang didapat selama satu periode produksi.

6.1. **Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan pabrik bisa diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data Indeks Harga.

Penentuan harga dengan indeks dilakukan untuk alat dengan kapasitas yang sama dan jenis yang sama namun berbeda tahunnya.

Tabel 6.1 Indeks harga

Tahun	<i>Chemical Engineering Plant Index</i>
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1

Sumber : Peters,2002

Persamaan yang digunakan :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

dengan : E_x = harga pembelian alat pada tahun 2005

E_y = harga pembelian alat pada tahun 1954

N_x = indeks harga pada tahun 2005

N_y = indeks harga pada tahun 1954

6.2. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam analisa ekonomi :

1. Pembangunan fisik pabrik akan dilaksanakan pada tahun 2010 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 2 tahun dan pabrik dapat beroperasi secara komersial pada awal tahun 2012.

2. Kapasitas produksi adalah 3.000 ton/tahun.
3. Jumlah hari kerja adalah 330 hari per tahun.
4. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
5. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun. kecuali alat-alat tertentu (umur pompa dan tangki adalah 5 tahun).
6. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.

6.2.1. Modal Tetap / *Fixed Capital* (FC)

Tabel 6.2. Modal tetap

No	Jenis	Biaya (Rp.)
1.	Harga peralatan	9.490.533.442,14
2.	Instalasi	2.056.282.245,80
3.	Pemipaan	2.467.538.694,96
4.	Instrumentasi	1.233.769.347,48
5.	Isolasi	442.891.560,63
6.	Listrik	1.138.864.013,06
7.	Bangunan	2.250.000.000,00
8.	Tanah dan perbaikan lahan	3.637.803.344,21
9.	Utilitas	16.108.743.668,63
<i>Physical Plant Cost</i>		38.826.426.316,90
10.	<i>Engineering & Construction</i>	7.765.285.263,38
<i>Direct Plant Cost</i>		46.591.711.580,29
11.	<i>Contractor's Fee</i>	2.795.502.694,82
12.	<i>Contingency</i>	4.659.171.158,03
<i>Fixed Capital Investment</i>		54.046.385.433,13

6.2.2. Modal Kerja / Working Capital (WC)

Tabel 6.3. Modal kerja

No.	Jenis	Harga (Rp.)
1.	Persediaan bahan baku	465.679.656,00
2.	<i>In-process inventory</i>	3.119.258,24
3.	<i>Product inventory</i>	4.117.420.870,37
4.	<i>Extended credit</i>	6.187.500.000,00
5.	<i>Available cash</i>	4.491.731.858,58
Working Capital (WC)		15.265.451.643,19

Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FC} + \text{WC} \\ &= \text{Rp. } 54.046.385.433,13 + \text{Rp. } 15.265.451.643,19 \\ &= \text{Rp. } \mathbf{69.311.837.076,32} \end{aligned}$$

6.3. Biaya Produksi Total (TPC)

6.3.1. Manufacturing Cost (MC)

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 6.4. Direct manufacturing cost

No.	Jenis	Biaya (Rp.)
1.	Harga Bahan Baku	5.122.476.216,00
2.	<i>Labor</i>	1.416.000.000,00
3.	Supervisi	1.272.000.000,00
4.	<i>Maintenance</i>	2.161.855.417,33
5.	<i>Plant Supplies</i>	324.278.312,60
6.	Royalti dan paten	1.485.000.000,00
7.	Utilitas	21.238.070.028,02
Total Direct Manufacturing Cost (DMC)		33.019.679.973,94

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Tabel 6.5. *Indirect manufacturing cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp.)
1.	<i>Payroll overhead</i>	212.400.000
2.	<i>Laboratory</i>	141.600.000,00
3.	<i>Plant over head</i>	708.000.000
4.	<i>Packaging & Shipping</i>	9.652.500.000,00
Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)		10.714.500.000,00

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Tabel 6.6. *Fixed manufacturing cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp.)
1.	Depresiasi	4.323.710.834,65
2.	<i>Property tax</i>	810.695.781,50
3.	Asuransi	540.463.854,33
Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)		5.674.870.470,48

$$\begin{aligned} \text{Total Manufacturing Cost} &= \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC} \\ &= \text{Rp. 49.409.050.444,42} \end{aligned}$$

6.3.2. *General Expense (GE)*

Tabel 6.7. *General expense*

No.	Jenis	Biaya (Rp.)
1.	Administrasi	496.400.000
2.	<i>Sales</i>	2.470.452.522,22
3.	Riset	1.976.362.017,78
4.	<i>Finance</i>	5.230.700.066,27
General Expense (GE)		10.173.914.606,27

$$\begin{aligned} \text{Biaya Produksi Total (TPC)} &= \text{MC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp. 59.582.965.050,69} \end{aligned}$$

6.4. Keuntungan (*Profit*)

Penjualan produk :

$$\begin{aligned} \text{Furfural} &= \text{Rp. 74.250.000.000,00} \\ \text{Biaya produksi total (TPC)} &= \text{Rp. 59.582.965.050,69} \\ \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{Rp. 14.667.034.949,31} \\ \text{Pajak diambil 20\%} &= \text{Rp. 2.933.406.989,86} \\ \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{Rp. 11.733.627.959,45} \end{aligned}$$

6.5. Analisa Kelayakan

6.5.1. Return On Investment (ROI)

1. ROI sebelum pajak (Prb)

$$\text{Prb} = (\text{Pb.ra} / \text{FCI}) \times 100\%$$

$$\text{Pb.ra} = \text{keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp. 14.667.034.949,31}$$

$$\text{FCI} = \text{fixed capital investment} = \text{Rp. 54.046.385.433,13}$$

$$\text{Prb} = \frac{\text{Rp. 14.667.034.949,31}}{\text{Rp. 54.046.385.433,13}} \times 100\% = 27,14 \%$$

2. ROI setelah pajak (Pra)

$$\text{Pra} = (\text{Pa.ra} / \text{FCI}) \times 100\%$$

$$\text{Pa.ra} = \text{keuntungan setelah pajak} = \text{Rp. 11.733.627.959,45}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. 54.046.385.433,13}$$

$$P_{ra} = \frac{Rp.11.733.627.959,45}{Rp.54.046.385.433,13} \times 100\% = 21,71 \%$$

6.5.2. Pay Out Time (POT)

1. POT sebelum pajak

$$POT = \frac{FCI}{P_b \times r_a + 0,1FCI}$$

$$FCI = Rp. 54.046.385.433,13$$

$$P_b \times r_a = Rp. 14.667.034.949,31$$

$$POT = \frac{Rp.54.046.385.433,13}{Rp.14.667.034.949,31 + 0,1 \times Rp.54.046.385.433,13}$$

$$POT = 2,69 \text{ tahun}$$

2. POT setelah pajak

$$POT = \frac{FCI}{P_a \times r_a + 0,1FCI}$$

$$FCI = Rp. 54.046.385.433,13$$

$$P_a \times r_a = Rp. 11.733.627.959,45$$

$$POT = \frac{Rp.54.046.385.433,13}{Rp.11.733.627.959,45 + 0,1 \times Rp.54.046.385.433,13}$$

$$POT = 3,15 \text{ tahun}$$

6.5.3. Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\%$$

1. Fixed manufacturing cost (F_a) = Rp. 5.674.870.470,48

2. *Variable cost (Va)*

Bahan baku = Rp. 5.122.476.216,00

Packaging + transport = Rp. 9.652.500.000,00

Utilitas = Rp. 21.238.070.028,02

Royalti = Rp. 1.485.000.000,00

Total *variable cost (Va)* = Rp. 37.498.046.244,02

3. *Regulated cost (Ra)*

Labor = Rp. 1.416.000.000,00

Payroll overhead = Rp. 212.400.000,00

Supervisi = Rp. 1.272.000.000,00

Laboratorium = Rp. 141.600.000,00

General expenses = Rp. 10.173.914.606,27

Maintenance = Rp. 2.161.855.417,33

Plant supplies = Rp. 324.278.312,60

Plant overhead = Rp. 708.000.000,00

Total *regulated cost (Ra)* = Rp. 16.410.048.336,19

4. Total penjualan produk (Sa) = Rp. 74.250.000.000,00

$$\text{BEP} = \frac{5.674.870.470,48 + (0,3 \times 16.410.048.336,19)}{74.250.000.000 - 37.498.046.244,02 - 0,7 \times 16.410.048.336,19} \times 100\%$$

BEP = 41,95 %

6.5.4. Shut down point (SDP)

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

$$SDP = \frac{0,3 \times 16.410.048.336,19}{74.250.000.000 - 37.498.046.244,02 - 0,7 \times 16.410.048.336,19} \times 100\%$$

$$SDP = 19,49 \%$$

6.5.5. Discounted cash flow (DCF)

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

dengan :

$$C = \text{laba setelah pajak} + \text{depresiasi} = \text{Rp. } 16.057.338.794,10$$

$$WC = \text{working capital} = \text{Rp. } 5.958.806.217,58$$

$$FC = \text{fixed capital} = \text{Rp. } 54.046.385.433,13$$

Dilakukan trial harga i untuk memperoleh harga kedua sisi persamaan sama

diperoleh harga $i = 23,90$

$$DCF = 23,90 \%$$

Tabel 6.8. Analisa kelayakan

No.	Keterangan	Hasil Perhitungan	Batasan
1.	<i>% Return on Investment (ROI) :</i>		
	ROI sebelum pajak	27,14%	Min. 11%
ROI setelah pajak	21,71%		
2.	<i>Pay Out Time (POT) :</i>		
	POT sebelum pajak	2,69 tahun	Maks. 5 tahun
POT setelah pajak	3,15 tahun		
3.	<i>Break Even Point (BEP)</i>	41,95%	40 – 60%
4.	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	19,49%	-
5.	<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	23,90%	12,25%

Dari hasil analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa investasi pendirian pabrik furfural ini lebih menarik untuk dilakukan daripada menyimpan uang di bank.

Gambar 6.1. Analisa kelayakan

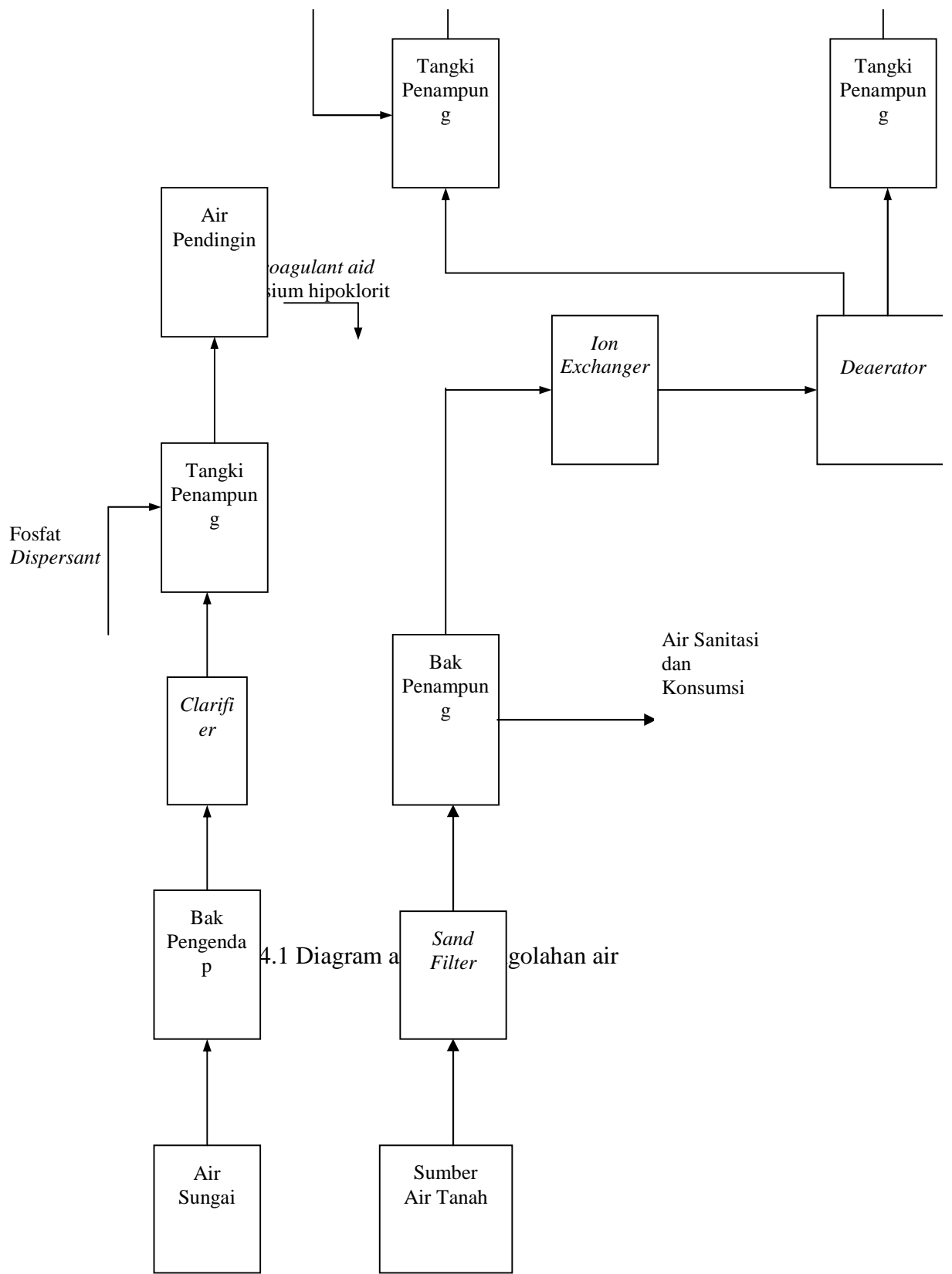
BAB VII

KESIMPULAN

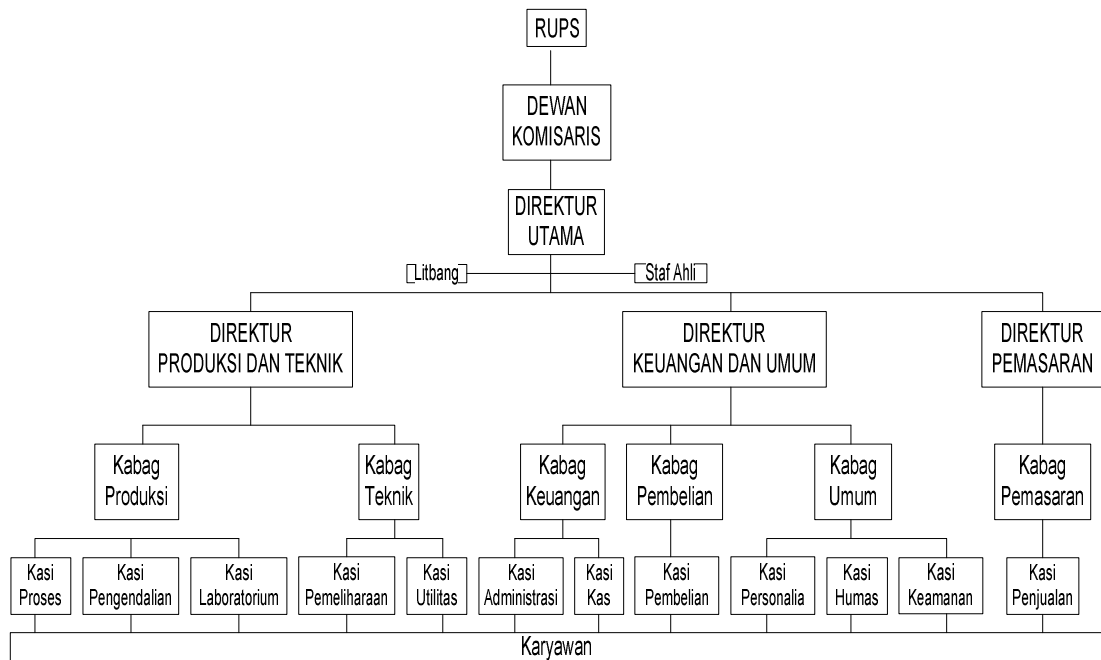
Dari analisa ekonomi yang dilakukan, maka dapat disimpulkan :

1. *% Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 27,14%.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2,69 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,95%.
4. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 19,49%.
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 23,90%

Dengan demikian pabrik furfural dari sekam padi dengan kapasitas produksi 3.000 ton/tahun layak untuk didirikan.



4.1 Diagram a...olahan air



Gambar 5.1 Struktur organisasi pabrik furfural

Satuan : kJ / jam

Treferensi : 273,15 K

1. Neraca Panas Reaktor

Panas Masuk

1. Make up air(arus 2).

T = 303,15 K
Tref = 273,15 K
Jumlah = 108,87 kmol
Int cpdT = 4150,191 kJ/kmol
Q air = 451817,466 kJ

2. Make up H2SO4(arus 3)

T = 303,15 K
Jumlah = 1,4327 kmol
Int cpdT = 2634,3995 kJ/kmol
QH2SO4 = 3774,1805 kJ

3. Sekam Padi (arus 1).

T = 303,15 K
Cp = 4,5587 kJ/kg K
Jumlah = 3000 kg
Qsekam = 410279,532 kJ

4. Arus recycle (arus 4)

T = 353,65 K

Komp	Kmol	IntrgCpdT	Q
H2SO4	8,7061	11314,514	98505,549
H2O	789,5163	7254,808	5727789,24
			5826294,786

5. Steam (arus 5)

Laju alir = 3,17 kg/s
Treaksi = 1800 s
Jumlah = 5706 kg
T = 650,15 K
P = 0,88 MPa
Entalphi = 3689,42 kJ/kg (dari steam table)

$$Q_{\text{steam}} = 21051852,1 \text{ kJ}$$

6. Panas reaksi.

Reaksi :

$$\Delta H_r = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 1 &= \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosa} - \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosan} - \Delta H^{\circ}_f \text{ air} \\ &= [-882,41 - (-660,83) - (-286,91)] \text{ kJ/mol} \\ &= 65,33 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned} \Delta H_r 2 &= \Delta H^{\circ}_f \text{ furfural} + 3 \Delta H^{\circ}_f \text{ air} - \Delta H^{\circ}_f \text{ pentosa} \\ &= [(-200,2 - 3(-286,91) - (-882,41))] \text{ kJ/mol} \\ &= -174,34 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\text{Panas reaktan masuk}(\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O}) = 97216,2816 \text{ kJ}$$

$$\text{Panas produk}(\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}) = 307894,9225 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_r \text{ total} = -334371,3590 \text{ kJ}$$

2. Panas produk.

a. Hasil atas.

$$T = 406 \text{ K}$$

Komp	kmol	IntrgCpdT	Q
C ₅ H ₄ O ₂	3,75	23363,234	87612,129
H ₂ O	317,00	12738,583	4038130,933
			4125743,062

Panas penguapan

Komp	kmol	Hvap(kJ/kmol)	Q
C ₅ H ₄ O ₂	3,75	43794,43259	164229,12
H ₂ O	317,00	37915,79201	12019306,07
			12183535,19

$$\text{Panas hasil atas} = 4125743,062 + 12183535,19$$

$$= 16309278,251 \text{ kJ}$$

b. Hasil bawah

$$T = 406 \text{ K}$$

Komp	kmol	cp	Q
Selulosa	1110,00	1,3376	197247,1776
lignin	510,00	1,3376	90627,0816
silica	480,00	1,32088	84229,87584
			372104,135

Komp	kmol	IntrgCpdT	Q
H2O	874,80	12738,5834	11133521,88
H2SO4	10,14	19274,3176	192743,1762
C5H4O2	1,25	23363,2343	29204,04293
			11355469,1

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	kJ	Komponen	kJ
Umpan masuk :		Uap keluar :	
Sekam padi	410279,532	C5H4O2	87612,129
H2O	451817,466	H2O	4038130,933
H2SO4	3774,18046	Cairan keluar :	
Recycle katalis	5826294,786	Sellulosa	197247,1776
Steam	21051852,1	Lignin	90627,0816
Panas reaksi	334371,359	Silica	84229,87584
		H2O	11133521,88
		H2SO4	192743,1762
		C5H4O2	29204,04293
Total	27702480,12	Total	27702480,12

2. Neraca Panas Condensor Subcooler 01

- Q masuk

T masuk = 406 K

Komp	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	7,5	19183,1814	143873,86
H2O	634	10549,5481	6688413,51
			6832287,37

Q masuk = 6832287,37 KJ/hr

- Q kondensasi

T dew = 406 K

Komponen	kmol	H	Q
C5H4O2	7,5	43794,4326	328458,25
H2O	634	37915,7920	24038612,13
			24367070,38

Q kondensasi = 24367070,38 KJ/jam

- Q keluar

T keluar = 378,15 K

Komponen	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	7,5	13308,5735	99814,30
H2O	634	7178,9931	4551481,64
			4651295,94

Q keluar = 4651295,94 kJ/jam

- Q cooling

T masuk = T bubble = 406 K

T keluar = 378,15 K

Q cooling = 2180991,4 kJ/jam

Beban kondensor = Q kondensasi + Q cooling

= 24367070,38 + 2180991,4

= 26548061,78 kJ/jam

3. Neraca Panas MD 01

Panas Masuk

- Panas umpan masuk

T masuk = 372,11 K

Komponen	kmol	$\int C_p dT$	Q
C5H4O2	3,9538	17143,441	67781,81
H2O	334,2491	9173,819	3066340,99
			3134122,80

Q masuk = 3134122,80 kJ/jam

- Panas refluks

T refluks = 371,05 K

Komponen	kmol	$\int C_p dT$	Q
C5H4O2	6,3652	16951,87	107902,14
H2O	62,9725	9066,76	570956,90
			678859,04

$$Q \text{ refluks} = 678859,04 \text{ kJ/jam}$$

- Panas Reboiler (QR)

$$QR = 2952857,5 \text{ kJ/hr}$$

$$\text{Total Q masuk} = Q \text{ umpan masuk} + Q \text{ refluks} + QR$$

$$= 3134122,80 + 678859,04 + 2952857,5$$

$$= 6765839,34 \text{ kJ/jam}$$

Panas Keluar

- Q hasil atas (distilat)

$$T \text{ top} = 371,05 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	6,7349	16951,872	114169,81
H2O	66,6300	9066,760	604121,86
			718291,67

$$Q \text{ distilat} = 718291,67 \text{ kJ/jam}$$

- Q hasil bawah (*bottom*)

$$T \text{ bottom} = 373,1673 \text{ K}$$

Komponen	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	334,144	9281,138	3101236,77
H2O	0,03134	17335,211	543,28
			3101780,05

$$Q \text{ bottom} = 3101780,05 \text{ kJ/jam}$$

- Q kondensor (QC)

$$QC = 2945767,23 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total Q ouput} = Q \text{ distilat} + Q \text{ bottom} + Q \text{ kondensor}$$

$$= 718291,67 + 3101780,05 + 2945767,23$$

$$= 6765839,35 \text{ kJ/jam}$$

5. Neraca Panas Dekanter 01

- Q masuk (arus 9 dan arus 12)

Komponen	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	7,168	16951,8719	121515,86
H2O	70,918	9066,7598	642992,97
			764508,83

Q masuk = 764508,83 KJ/jam

- Q keluar

Komponen	Output					
	Arus 10			Arus 11		
	kmol	IntrgCpdT	Q	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	2,812	16951,8719	47676,69	4,356	16951,8719	73839,17
H2O	66,525	9066,7598	603168,67	4,392	9066,7598	39824,3
			650845,36			113663,47

Q keluar = 650845,36 + 113663,47

= 764508,83 kJ / jam

6. Neraca Panas MD 2

Panas Masuk

- Panas umpan masuk

T masuk = 371,05 K

Komponen	kmol	$\int C_p dT$	Q
C5H4O2	4,356	16951,8719	73839,16
H2O	4,392	9066,7598	39824,30
			113663,47

Q masuk = 113663,47 kJ/jam

- Panas Reboiler (QR)

QR = 233036,39 kJ/jam

Total Q masuk = Q umpan masuk + QR

= 113663,47 + 233036,39

= 346699,86 kJ/jam

Panas Keluar

- Q hasil atas (distilat)

T top = 371,05 K

Komponen	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	0,433347	16951,872	7346,05
H2O	4,28721	9066,760	38871,10
			46217,15

Q distilat = 46217,15 kJ/jam

- Q hasil bawah (bottom)

$$T_{\text{bot}} = 429,559 \text{ K}$$

Komponen	kmol	IntrgCpdT	Q
C5H4O2	3,922465	27870,185	109319,82
H2O	0,105131	15437,099	1622,92
			110942,74

$$Q_{\text{bottom}} = 110942,74 \text{ kJ/jam}$$

- Q kondensor (QC)

$$QC = 189539,97 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total Q keluar} = Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{kondensor}}$$

$$= 46217,15 + 110942,74 + 189539,97 = 346699,86 \text{ kJ/jam}$$

7. Neraca Panas HE 01

- Q masuk

$$T_{\text{masuk}} = 429,559 \text{ K}$$

Komponen	kmol	$\int C_p dT$	Q
C5H4O2	3,922465	27870,185	109319,82
H2O	0,105131	15437,099	1622,92
			110942,74

$$Q_{\text{masuk}} = 110942,74 \text{ kJ/jam}$$

- Q keluar

$$T_{\text{keluar}} = 333,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol	$\int C_p dT$	Q
C5H4O2	3,922465	10192,96877	39981,56
H2O	0,105131	5373,660721	564,94
			40546,50

$$Q_{\text{keluar}} = 40546,50 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beban HE 01} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

$$= 110942,74 - 40546,50$$

$$= 70396,24 \text{ kJ/jam}$$

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas perancangan = 3000 ton/tahun

Waktu operasi dalam satu tahun = 330 hari

Kapasitas perancangan per jam:

$$\begin{aligned} \text{kapasitas per jam} &= 3000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \\ &= 378,7879 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi produk:

Furfural = 99,5 % berat

Air = 0,5 % berat

Furfural dalam produk = 99,5 % x 378,7879 kg/jam
= 376,894 kg/jam

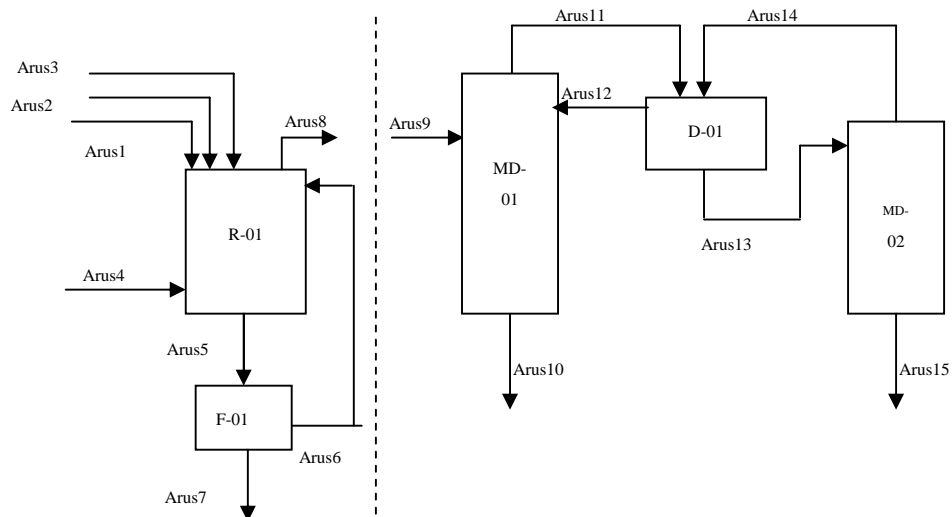
BM furfural = 96,086 kg/kgmol

Mol furfural = 3,9225 kgmol

Air dalam produk = 0,5 % x 378,7879 kg/jam
= 1,8939 kg/jam

BM air = 18,015 kg/kgmol

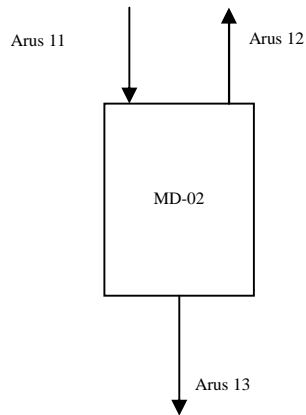
Mol air = 0,1051 kgmol/jam



Komposisi arus:

Arus 1: sekam padi	Arus 6	: selulosa	H ₂ O
Arus 2: H ₂ O		lignin	H ₂ SO ₄
Arus 3: H ₂ SO ₄		silika	C ₅ H ₄ O ₂
Arus 4: H ₂ O dan H ₂ SO ₄	Arus 7 – 12	: H ₂ O	
Arus 5: H ₂ O		C ₅ H ₄ O ₂	

1. Neraca Massa Kolom Distilasi-02(MD-02)



Kandungan C5H4O2 masuk MD-02 = 84,1 % berat

Komposisi hasil bawah MD-02 = 99,5 % berat

Komposisi hasil atas MD-02 = 35,03 % berat

Neraca massa total MD-02 :

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$\text{arus 11} = \text{arus 12} + \text{arus 13}$$

$$\text{arus 11} = \text{arus 12} + 378,7879 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen C5H4O2 :

$$84 \% \text{ arus 11} = 35,03 \% \text{ arus 12} + 99,5 \% \text{ arus 13}$$

$$84 \% (\text{arus 12} + 378,7879 \text{ kg/jam}) = 35,03 \% \text{ arus 12} + 376,8939 \text{ kg/jam}$$

$$\text{arus 12} = 118,8727 \text{ kg/jam}$$

$$\text{arus 11} = 118,8727 \text{ kg/jam}$$

Massa masuk :

Komponen	BM	Arus 11			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	418,5325	0,8410	4,3558	0,4979
H2O	18,015	79,1280	0,1590	4,3923	0,5021
		497,6066	1	8,7482	1

Massa keluar :

Komponen	BM	Arus 12			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	41,6386	0,3503	0,4333	0,0918
H2O	18,015	77,2341	0,6497	4,2872	0,9082
		118,8727	1	4,7206	1

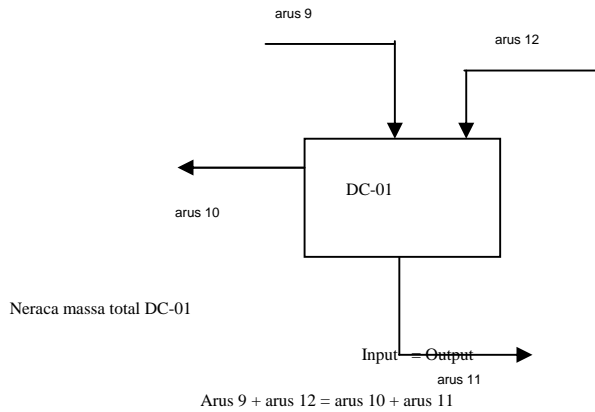
Komponen	BM	Arus 13			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	376,8939	0,9550	3,9225	0,0261
H2O	18,015	1,8939	0,0050	0,1051	0,9739
		377,7879	1	4,0276	1

2. Neraca Massa Dekanter(DC-01)

Komposisi arus masuk DC-01 35,03 % C5H4O2

Lapisan atas DC-01 mengandung 18,4 % berat C5H4O2

Lapisan bawah DC-01 mengandung 84,1 % berat C5H4O2



Neraca massa total DC-01

$$Arus\ 9 + 118,8727\ kg/jam = arus\ 10 + 497,6066\ kg/jam$$

$$Arus\ 9 = arus\ 10 + 378,7879\ kg/jam$$

Neraca massa komponen DC-01

$$35,03\ %\ arus\ 9 + 35,03\ %\ arus\ 12 = 18,4\ %\ arus\ 10 + 84,1\ %\ arus\ 11$$

$$35,03\ %\ arus\ 9 + 174,32\ kg/jam = 18,4\ %\ arus\ 10 + 418,5325\ kg/jam$$

$$35,03\ %\ (arus\ 10 + 378,7879\ kg/jam) = 18,4\ %\ arus\ 10 + 244,2125\ kg/jam$$

$$Arus\ 10 = 1468,6921\ kg/jam$$

$$Arus\ 9 = 1847,4800\ kg/jam$$

Massa masuk :

Komponen	BM	Arus 9			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	647,133	0,6497	66,6304	0,0918
H2O	18,015	1200,3467	0,3503	6,7349	0,9082
		1847,4800	1	73,3653	1

Komponen	BM	Arus 12			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	41,6386	0,3503	0,4333	0,0918
H2O	18,015	77,2341	0,6497	4,2872	0,9082
		118,8727	1	4,7206	1

Massa keluar :

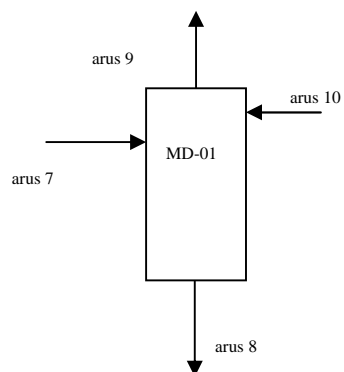
Komponen	BM	Arus 10			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	270,2394	0,1840	2,8125	0,9594
H2O	18,015	1198,4528	0,8160	66,5253	0,0406
		118,8727	1	69,3377	1

Komponen	BM	Arus 11			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	418,5325	0,8410	4,3558	0,4979
H2O	18,015	79,1280	0,1590	4,3923	0,5021
		497,6066	1	8,7482	1

3. Neraca Massa Kolom Distilasi-01(MD-01)

Umpan mengandung 5,935 % C5H4O2

Asumsi hasil bawah mengandung 0,05 % C5H4O2



Neraca massa total MD-01

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$\text{Arus 7} + \text{ arus 10} = \text{ arus 8} + \text{ arus 9}$$

$$\text{Arus 7} + 118,8727 \text{ kg/jam} = \text{ arus 8} + 1847,4800 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Arus 7} = \text{ arus 8} + 378,7879 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen MD-01

$$5,935 \% \text{ arus 7} + 18,4 \% \text{ arus 10} = 0,05 \% \text{ arus 8} + 35,03 \% \text{ arus 9}$$

$$5,935 \% \text{ arus 8} + 270,2394 \text{ kg/jam} = 0,05 \% \text{ arus 8} + 647,133 \text{ kg/jam}$$

$$5,935 \% (\text{arus 8} + 378,7879 \text{ kg/jam}) = 0,05 \% \text{ arus 8} + 376,8939 \text{ kg/}$$

$$\text{Arus 8} = 6022,616 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Arus 7} = 6401,4034 \text{ kg/jam}$$

Massa masuk :

Komponen	BM	Arus 7			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	270,2394	0,0593	3,9538	0,0117
H2O	18,015	1198,4528	0,9407	334,2491	0,9883
		6401,4034	1	338,2029	1

Komponen	BM	Arus 10			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	270,2394	0,1840	2,8125	0,9594
H2O	18,015	1198,4528	0,8160	66,5253	0,0406
		118,8727	1	69,3377	1

Massa keluar :

Komponen	BM	Arus 8			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	3,0113	0,9995	0,0313	0,9999
H2O	18,015	6019,6042	0,0005	334,1440	0,0001
		6022,6155	1	334,1753	1

Komponen	BM	Arus 9			
		kg/jam	Fr.mass	kmol/jam	Fr.mol
C5H4O2	96,086	647,133	0,6497	66,6304	0,0918
H2O	18,015	1200,3467	0,3503	6,7349	0,9082
		1847,4800	1	73,3653	1

Neraca Massa Reaktor(R-01)

Basis : 1 batch

Umpan : 3000 kg sekam padi

Komposisi umpan :

37 % selulosa = 1110 kg

22 % hemiselulosa = 660 kg

17 % lignin = 510 kg

16 % silica = 480 kg

8 % H₂O = 240 kg

Perbandingan padat cair = 1 : 6

Total cairan dalam reaktor = 6 x (3000 – 240)kg

= 16560 kg

H₂SO₄ dalam reaktor = 6 % x 16560 kg

= 993,6 kg

Mol pentosan = $\frac{660\text{kg}}{132\text{kg / kmol}}$ = 5 kmol

Furfural hasil atas = 3,9538 kmol = 270,2394 kg

Total cairan hasil bawah reaktor = 16740 kg

Cairan hilang di utilitas = 2520 kg

Recycle = 14220 kg

H₂SO₄ hilang = 140,40 kg

H₂SO₄ yang perlu ditambahkan = 140,40 kg

Air yang hilang = 5706 kg

Air yang perlu ditambahkan = 5706 kg

Komponen	Massa masuk(kg)					Massa keluar(kg)	
	Arus 1	Arus2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Selulosa	1110,00	-	-	-	-	1110,00	-
Hemiselulosa	660,00	-	-	-	-	-	-
Lignin	510,00	-	-	-	-	510,00	-
Silica	480,00	-	-	-	-	480,00	-
H ₂ SO ₄	-	-	140,40	853,20	-	993,60	-
H ₂ O	240,00	1959,60	-	13366,80	5706,00	15746,40	5706,00
C ₅ H ₄ O ₂	-	-	-	-	-	120,00	360,00
Jumlah	3000,00	1959,60	993,60	14220,00	5706,00	18960,00	6066,00
Total	25026,00					25026,00	

INPUT :

1. Sekam padi (SP)

jumlah	:		3000kg		
Suhu	=		30C	=	303,15K
Komposisi :					
				37%Selulosa	= 1110,00l
				22%hemiselulosa	= 660,00l
				17%lignin	= 510,00l
				16%silica	= 480,00l
				8%H2O	= 240,00l
2. Umpan air segar (FW)	=				1959,60kg
Suhu	=		30C	=	303,15K
3. Umpan katalis asam sulfat (FC)	=				140,40kg
Suhu	=		30C	=	303,15K
4. Steam	=				5706,00kg
Suhu	=		522C	=	795,15K
5. Recycle (R)	=				14220,00kg
Suhu	=		80C	=	353,15K
asam sulfat	=			853,20kg	
Air	=			13366,80kg	

OUTPUT :

1. Hasil Bawah

Suhu	=		132,85C	=	406K
Selulosa	=		1110,00kg		
lignin	=		510,00kg		
silica	=		480,00kg		
H2O	=		15746,40kg		
asam sulfat	=		993,60kg		
furfural resin	=		120,00kg		

2. Hasil atas

	=		6066,00kg		
Suhu	=		132,85C	=	406K
furfural	=		360,00kg		
air	=		5706,00kg		

NERACA MASSA

komponen	Input	output
----------	-------	--------

	umpan		steam		Hasil atas	
	jumlah (kg)	fr.massa	jumlah(kg)	fr.massa	jumlah(kg)	fr.massa
Selulosa	1110,00	0,057453416	0,00	0	0,00	0
hemiselulosa	660,00	0,034161491	0,00	0	0,00	0
lignin	510,00	0,026397516	0,00	0	0,00	0
silica	480,00	0,02484472	0,00	0	0,00	0
H2O	15566,40	0,805714286	5706,00	1	5706,00	0,94065282
asam sulfat	993,60	0,051428571	0,00	0	0,00	0
furfural	0,00	0	0,00	0	360,00	0,05934718
furfural resin	0,00	0	0,00	0	0,00	0
	19320,00	1	5706,00	1	6066,00	1
			jumlah =	25026,00		

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)

Fungsi :

- Menghidrolisis pentosan dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan furfural.

Jenis : *Batch reactor*

Alasan Pemilihan :

1. Cocok untuk kapasitas produksi kecil dan bervariasi.
2. Operasinya fleksibel.
3. Biaya instrumentasi kecil.

Kondisi Operasi :

Temperatur nonisotermal dan adiabatik.

P operasi = 2,9 atm = 42,63 psia

Kapasitas = 3.000 Ton/tahun

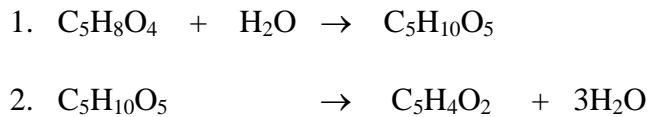
Yield = 75 % pentosa

Reaksi di reaktor :

1. pentosan + air → pentosa
 - reaksi berlangsung sangat cepat
 - menggunakan katalis H₂SO₄
2. pentosa → furfural + Air
 - reaksi berlangsung lambat
 - merupakan reaksi yang menentukan keseluruhan proses

- menggunakan katalis H₂SO₄

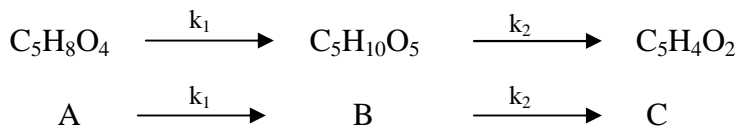
Dapat pula ditulis :



Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas Reaktor

Asumsi :

- H₂O berlebih sehingga reaksi yang terjadi merupakan reaksi orde satu.



Neraca mol komponen A dalam reaktor

$$\begin{aligned}
 \left[\begin{array}{c} \text{mol A} \\ \text{terkonsumsi} \end{array} \right] &= \left[\begin{array}{c} \text{mol A} \\ \text{diumpangkan} \end{array} \right] \times \left[\begin{array}{c} \text{mol A bereaksi} \\ \text{mol A diumpangkan} \end{array} \right] \\
 &= NA_0 \quad \times \quad XA \\
 &= NA_0 - XA \quad \dots\dots\dots (1)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \left[\begin{array}{c} \text{mol A dalam} \\ \text{reaktor pada waktu t} \end{array} \right] &= \left[\begin{array}{c} \text{mol A mula - mula} \\ (t = 0) \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{mol A yang terkonsumsi} \\ \text{oleh reaksi} \end{array} \right] \\
 N_A &= NA_0 - NA_0 XA \\
 &= NA_0(1 - XA) \quad \dots\dots\dots (2)
 \end{aligned}$$

Neraca mol komponen A untuk sistem *batch* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \left[\begin{array}{c} \text{Laju reaksi} \\ \text{dalam reaktor} \end{array} \right] &= \left[\begin{array}{c} \text{Laju akumulasi} \\ \text{dalam reaktor} \end{array} \right] \\
 (-r_A)V &= -\frac{dN_A}{dt} \quad \dots\dots\dots (3)
 \end{aligned}$$

Pers.(2) diturunkan terhadap t, maka :

$$\frac{dNA}{dt} = -NA0 \frac{dXA}{dt} \dots\dots\dots (4)$$

Dari definisi konversi diperoleh :

$$XA = \frac{CA0 - CA}{CA0} \dots\dots\dots (5)$$

$$\text{dan } CA0 = \frac{NA0}{V} \dots\dots\dots (6)$$

Substitusi pers.(4), pers.(5) dan pers.(6) ke pers.(3), maka diperoleh :

$$-rA = \frac{NA0}{V \cdot CA0} \frac{d(CA0 - CA)}{dt}$$

$$-\frac{dCA}{dt} = -rA \dots\dots\dots (7)$$

Persamaan kecepatan reaksi

$$rA = -k_1 \cdot CA \dots\dots\dots (8)$$

$$rB = k_1 \cdot CA - k_2 \cdot CB \dots\dots\dots (9)$$

$$rC = k_2 \cdot CB \dots\dots\dots (10)$$

Dari persamaan diatas maka dapat ditulis :

$$\frac{dCA}{dt} = -k_1 \cdot CA \dots\dots\dots (11)$$

$$\frac{dCB}{dt} = k_1 \cdot CA - k_2 \cdot CB \dots\dots\dots (12)$$

$$\frac{dCC}{dt} = k_2 \cdot CB \dots\dots\dots (13)$$

Neraca panas reaktor

$$\left[\begin{array}{c} \text{laju panas} \\ \text{masuk} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{laju panas} \\ \text{hasil keluar} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{laju panas} \\ \text{dari lingkungan} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{kerja yang} \\ \text{dilakukansistem} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{laju panas} \\ \text{terakumulasi} \end{array} \right]$$

$$\sum F_{i_0} H_{i_0} - \sum F_i H_i + Q - W_s = \frac{\partial E_{\text{sys}}}{\partial t} \quad \dots\dots\dots (14)$$

Asumsi tekanan total dan volume total konstan, serta tidak ada kerja yang dilakukan atau diterima sistem ($W_s = 0$), sehingga :

$$\sum F_{i_0} H_{i_0} - \sum F_i H_i + Q = \sum N_i \frac{dH_i}{dt} + \sum H_i \frac{dN_i}{dt} \quad \dots\dots\dots (15)$$

$$\frac{dH_i}{dt} = C_{pi} \frac{dT}{dt} \quad \dots\dots\dots (16)$$

Substitusi pers.(16) ke pers.(15)

$$\sum F_{i_0} H_{i_0} - \sum F_i H_i + Q = \sum N_i C_{pi} \frac{dT}{dt} + \sum H_i \frac{dN_i}{dt} \quad \dots\dots\dots (17)$$

$$\frac{dN_i}{dt} = -v_i r_A V + F_{i_0} - F_i \quad \dots\dots\dots (18)$$

Substitusi pers.(18) ke pers.(17), diperoleh :

$$\sum F_{i_0} H_{i_0} - \sum F_i H_i + Q = \sum N_i C_{pi} \frac{dT}{dt} + \sum v_i H_i (-r_A V) + \sum F_{i_0} H_i - \sum F_i H_i$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q - \sum F_{i_0} (H_i - H_{i_0}) + (\Delta H_R)(-r_A V)}{\sum N_i C_{pi}}$$

untuk reaktor *batch* $F_{i_0} = 0$, sehingga :

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q + (\Delta H_R)(-r_A V)}{\sum N_i C_{pi}} \quad \dots\dots\dots (19)$$

Pers.(11), pers.(12), pers.(13), dan pers.(19) diselesaikan secara simultan dengan program matlab.

PROGRAM UTAMA

clear all

clc

global Mskm A B C D E F G H NA0 NB0 NC0 ND0 NE NF NG NH RHOskm

W TC BMp BMa x Aa Ab Ac a b c xpe R Bt xE xD Pr RHOD0 RHOE0 Tref

P0 T0 Vr delHR10 delHR20 cps Ms Ts CA0 CB0 CC0 ch

%komponen

% A=pentosan

% B=pentosa

% C=furfural

% D=air

% E=asam sulfat

% F=sellulosa

% G=lignin

% H=silica

%reaksi : A ---> B ---> C

%Data umpan reaktor

Mskm=3000; %massa sekam padi masuk reaktor(kg)

A=0.22*Mskm; %kandungan pentosan dalam sekam(kg)

F=0.37*Mskm; %kandungan sellulosa dala sekam(kg)

G=0.17*Mskm; %kandungan lignin dalam sekam(kg)

H=0.16*Mskm; %kandungan silika dalam sekam(kg)

$D_{skm}=0.08 \cdot M_{skm}$; % kandungan air dalam sekam(kg)
 $NA_0=A/132$; % mol awal pentosan(kmol)
 $NF=F/162$; % mol selulosa masuk reaktor(kmol)
 $NG=G/162$; % mol lignin masuk reaktor(kmol)
 $NH=H/60.09$; % mol silica masuk reaktor(kmol)
 $RHO_{skm}=730$; % true density sekam padi(kg/m³)
 $W=1.2 \cdot (M_{skm}-A-D_{skm})$ % cairan terbuang ke limbah(kg)

% Perhitungan neraca massa

$TC=6 \cdot (M_{skm}-D_{skm})$ % ratio solid liquid umpan 1:6(kg)
 $E=0.06 \cdot TC$ % massa as. sulfat (kg)/konst.as sulfat 6% total cairan
 $BM_p=150$; % BM pentosa(kg/kgmol)
 $BM_a=18$; % BM air(kg/kgmol)
 $x=1$; % konversi pentosa
 $A_a=NA_0 \cdot BM_p \cdot (1-x)$;
 $A_b=TC+A_a+NA_0 \cdot BM_a \cdot (3 \cdot x-1)-W$;
 $A_c=x \cdot (1-3 \cdot BM_a/BM_p)$;
 $a=1$;
 $b=(W+x \cdot A_b-A_c \cdot A_a)/(W \cdot A_c)$;
 $c=A_a/(W \cdot A_c)$;
 $x_{pe}=(-b+(b^2+4 \cdot a \cdot c)^{0.5})/(2 \cdot a)$
 $R=A_b/(A_c \cdot x_{pe}+1)$ % cairan yang dikembalikan ke reaktor
 $B_t=R+W$ % cairan arus bwh reaktor

$x_E = E/B_t$ %fraksi as sulfat di B
 $x_D = 1 - x_{pe} - x_E$ %fraksi air di B
 $P_w = x_{pe} * W$ %pentosa di limbah(kg)
 $P_r = x_{pe} * R$ %pentosa di recycle(kg)
 $D = TC - P_r - E$ %total air awal(kg)
 $N_{D0} = D/B_{Ma}$ %mol air awal(kg)
 $N_{B0} = P_r/B_{Mp}$ %mol pentosa awal(kmol)
 $N_{C0} = 0$ %mol furfural awal(kmol)
 $N_E = E/98;$ %mol as sulfat(kmol)

%Data operasional

$T_{ref} = 298;$

$P_0 = 1.01325e2;$ %tekanan awal reaktor(kPa)

$T_0 = 348.15;$ %temperatur awal reaktor(K)

$RHOD_0 = 0.3471 * 0.274^{-(1 - T_0/647.13)^{0.28571}} * 1000;$ %densitas air pada
 kondisi awal(kg/m³)

$RHOE_0 = 0.42169 * 0.19356^{-(1 - T_0/925)^{0.2857}} * 1000;$ %densitas asam sulfat
 pada kondisi awal(kg/m³)

$V_r = M_{skm}/RHO_{skm} + D/RHOD_0 + E/RHOE_0$ %volume reaktor(m³)

$ch = 2 * N_E / V_r * 98;$ %konsentrasi ion hidrogen(g/l)

%Data panas reaksi pada 298 K(kJ/kmol)

$delHR_{10} = 65.33 * 1000;$

$delHR_{20} = -174.34 * 1000;$

```

%Data pemanas(steam)

Ms=3.17*60/18;           %laju alir mol steam(kmol/s)
Ts=650.15;              %suhu steam masuk(K)
cps=33.933+(-8.4186e-3)*Ts+2.9906e-5*Ts^2-1.7825e-8*Ts^3+3.6934e-
    12*Ts^4;             %kapasitas panas steam(kj/kmol.K)

%Penyusunan PD
CA0=NA0/Vr;
CB0=NB0/Vr;
CC0=NC0/Vr;
t0=linspace(0,35,50);
y0=[T0 CA0 CB0 CC0];
[t,y]=ode45('batch',t0,y0);

% Penampilan hasil
T=y(:,1);
CA=y(:,2);
CB=y(:,3);
CC=y(:,4);
disp(' ')
disp('Hasil Perhitungan ')
disp('-----')

```



```

disp(' Waktu    Temperatur    CA    CB    CC    ')
disp(' (menit)    (K)    (kmol/m3)    (kmol/m3)    (kmol/m3)')
disp('=====')
for i = 1:50
    fprintf('%10.4f %12.4f %15.4f %15.4f %15.4f\n',[t(i) T(i) CA(i) CB(i) CC(i)])
end
disp('-----')

```

```

figure(1)
plot(t,y(:,1))
xlabel('waktu(menit)')
ylabel('Temperatur(K)')
title('grafik hubungan temperatur vs waktu')
grid on

figure(2)
plot(t,y(:,2),'!',t,y(:,3),'--',t,y(:,4))
xlabel('waktu(menit)')
ylabel('konsentrasi(kmol/m3)')
title('grafik hubungan konsentrasi vs waktu')
grid on

```

SUBROUTINE

```
function dydt=batch(t,y)

global Mskm A B C D E F G H NA0 NB0 NC0 ND0 NE NF NG NH RHOskm
      W TC BMp BMa x Aa Ab Ac a b c xpe R Bt xE xD Pr RHOD0 RHOE0 Tref
      P0 T0 Vr delHR10 delHR20 cps Ms Ts CA0 CB0 CC0 ch

%data konstanta kecepatan reaksi

cp=y(3)*150;

k1=7.832*10^4*ch*exp(-5163/y(1));

k2=9.306*10^15*ch*cp*exp(-16894/y(1));

%data kapasitas panas(j/mol.K)

cpA=168.61;

cpB=354.64;

cpC=66.792+(7.0755e-1)*y(1)+(-1.8082e-3)*y(1)^2+1.9630e-6*y(1)^3;

cpD=92.053+(-3.9953e-2)*y(1)+(-2.103e-4)*y(1)^2+5.3469e-7*y(1)^3;

cpE=26.004+(7.0337e-1)*y(1)+(-1.3856e-3)*y(1)^2+1.0342e-6*y(1)^3;

cpF=0.32*4.18*162;

cpG=0.32*4.18*162;

cpH=0.316*4.18*60.09;

%data panas reaksi

delHR1=delHR10+(cpB-cpA)*(y(1)-T0);

delHR2=delHR20+(cpC-cpB)*(y(1)-T0);

Q=Ms*cps*(Ts-406);
```

%

$$NA=y(2)*Vr;$$

$$NB=y(3)*Vr;$$

$$NC=y(4)*Vr;$$

$$ND=ND0-((CA0-y(2))-3*y(4))*Vr;$$

%penyusunan PD

$$dCA dt=-k1*y(2);$$

$$dCB dt=k1*y(2)-k2*y(3);$$

$$dCC dt=k2*y(3);$$

$$A=(Q+((-delHR1*dCA dt)+(-delHR2*dCC dt))*Vr);$$

$$B=(NA*cpA+NB*cpB+NC*cpC)+ND*cpD+NE*cpE+NF*cpF+NG*cpG+NH*c$$

pH;

$$dT dt=A/(B);$$

$$dy dt=[dT dt;dCA dt;dCB dt;dCC dt];$$

HASIL KELUARAN PROGRAM

$V_r =$

20.5487

Hasil Perhitungan

Waktu (menit)	Temperatur (K)	CA (kmol/m ³)	CB (kmol/m ³)	CC (kmol/m ³)
0.0000	348.1500	0.2433	0.0000	0.0000
0.7143	353.4711	0.0255	0.2144	0.0035
1.4286	355.3903	0.0020	0.2279	0.0134
2.1429	357.0037	0.0001	0.2176	0.0256
2.8571	358.6509	0.0000	0.2043	0.0390
3.5714	360.3554	0.0000	0.1897	0.0536
4.2857	362.1103	-0.0000	0.1741	0.0692
5.0000	363.9020	-0.0000	0.1578	0.0855
5.7143	365.7109	0.0000	0.1412	0.1021
6.4286	367.5136	0.0000	0.1247	0.1187
7.1429	369.2854	0.0000	0.1088	0.1346
7.8571	371.0040	-0.0000	0.0939	0.1494

8.5714	372.6525	0.0000	0.0804	0.1630
9.2857	374.2216	-0.0000	0.0684	0.1749
10.0000	375.7087	-0.0000	0.0580	0.1853
10.7143	377.1174	0.0000	0.0491	0.1942
11.4286	378.4548	0.0000	0.0416	0.2017
12.1429	379.7294	0.0000	0.0353	0.2080
12.8571	380.9505	0.0000	0.0301	0.2132
13.5714	382.1264	-0.0000	0.0257	0.2176
14.2857	383.2648	-0.0000	0.0220	0.2213
15.0000	384.3720	0.0000	0.0189	0.2244
15.7143	385.4534	-0.0000	0.0163	0.2270
16.4286	386.5134	0.0000	0.0142	0.2292
17.1429	387.5557	-0.0000	0.0123	0.2310
17.8571	388.5832	0.0000	0.0107	0.2326
18.5714	389.5983	0.0000	0.0094	0.2340
19.2857	390.6029	0.0000	0.0082	0.2351
20.0000	391.5987	0.0000	0.0072	0.2361
20.7143	392.5869	0.0000	0.0064	0.2370
21.4286	393.5687	-0.0000	0.0056	0.2377
22.1429	394.5450	-0.0000	0.0050	0.2384
22.8571	395.5164	0.0000	0.0044	0.2389
23.5714	396.4836	-0.0000	0.0039	0.2394
24.2857	397.4471	0.0000	0.0035	0.2398

25.0000	398.4073	0.0000	0.0031	0.2402
25.7143	399.3647	0.0000	0.0028	0.2406
26.4286	400.3194	0.0000	0.0025	0.2409
27.1429	401.2718	0.0000	0.0022	0.2411
27.8571	402.2221	0.0000	0.0020	0.2413
28.5714	403.1705	0.0000	0.0018	0.2415
29.2857	404.1171	-0.0000	0.0016	0.2417
30.0000	405.0620	0.0000	0.0014	0.2419
30.7143	406.0055	-0.0000	0.0013	0.2420
31.4286	406.9476	-0.0000	0.0012	0.2422
32.1429	407.8883	0.0000	0.0010	0.2423
32.8571	408.8278	0.0000	0.0009	0.2424
33.5714	409.7662	-0.0000	0.0009	0.2425
34.2857	410.7034	0.0000	0.0008	0.2426
35.0000	411.6395	0.0000	0.0007	0.2426

>>

Neraca Massa Reaktor

Tabel 1. Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Massa masuk(kg)				Massa keluar(kg)	
	Arus 1	Arus2	Arus 3	Arus 4	Arus 7	Arus 8
Sellulosa	1110,00	-	-	-	1110,00	-
Hemisellulosa	660,00	-	-	-	-	-
Lignin	510,00	-	-	-	510,00	-
Silica	480,00	-	-	-	480,00	-
H ₂ SO ₄	-	-	140,40	-	140,40	-
H ₂ O	240,00	1956,7347	2,8653	5706,00	2379,60	5706,00
C ₅ H ₄ O ₂	-	-	-	-	120,00	360,00
Jumlah	3000,00	1956,7347	143,2653	5706,00	4740,00	6066,00
Total	10806,00				10806,00	

Neraca Panas Reaktor

Tabel 2. Neraca panas reaktor (R-01)

Panas masuk		Panas keluar	
Komponen	kJ	Komponen	kJ
Umpan masuk :		Uap keluar :	
Sekam padi	100573,969	C ₅ H ₄ O ₂	87612,129
H ₂ O	451817,466	H ₂ O	4038130,933
H ₂ SO ₄	3774,18046	Cairan keluar :	
<i>Recycle</i> katalis	5826294,786	Sellulosa	197247,1776
Steam	21671263,2	Lignin	90627,0816
Panas reaksi	334371,359	Silica	84229,87584
		H ₂ O	11133521,88
		H ₂ SO ₄	192743,1762
		C ₅ H ₄ O ₂	29204,04293
Total	27702480,12	Total	27702480,12

Menghitung Volume Reaktor

Dari program matlab didapatkan :

$$\text{Volume reaktor} = 20,4587 \text{ m}^3$$

Overdesign = 20%, maka volume perancangan :

$$= 24,6584 \text{ m}^3 = 870,8054 \text{ ft}^3$$

Menghitung Dimensi Utama Reaktor

1. Menentukan diameter (D) dan tinggi (H) tangki reaktor

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan *head* “*torispherical dished head*”

(untuk tekanan < 200 psig)

Asumsi : $H = D$ (Rase, table 8)

$$V \text{ reaktor} = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot D^2 \cdot H$$

$$870,8054 = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot D^3$$

$$870,8054 = 0,785 D^3$$

$$D = 10,3518 \text{ ft} = 124,2216 \text{ in} = 3,1552 \text{ m}$$

$$H = 10,3518 \text{ ft} = 124,2216 \text{ in} = 3,1552 \text{ m}$$

2. Menentukan tebal reaktor (t)

- Tebal dinding reaktor

$$t = \frac{p \cdot r_i}{(fE - 0,6p)} + c \quad (\text{Brownell, eq.13.1})$$

dengan : p = tekanan perancangan , psia

r_i = jari – jari dalam reaktor, in

E = efisiensi pengelasan

f = *maximum allowable stress*, psia

$c = \text{corrosion allowance, in}$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel* dengan *lining carbon bricks* dan *antiproof cement* karena tahan terhadap korosi H_2SO_4 .

Maka : $f = 12560 \text{ psia}$

$E = 0,8$

$c = 0,125 \text{ in}$

$P = 51,156 \text{ psia (overdesign 20\%)}$

$$t = \frac{51,156 \times 144,2216}{(12560 \times 0,8 - 0,6 \times 51,156)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4422 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar = 0,5 in (Brownell, p.90)

- Tebal alas dan *head* reaktor

$$t = \frac{p \cdot r \cdot W}{(2fE - 0,2p)} + c \quad (\text{Brownell, eq.7.77})$$

dengan : $W = \text{stress-intensification factor for torispherical dished}$

heads

$r = \text{crown radius}$

$icr = \text{inside-corner radius}$

$OD \text{ head} = ID \text{ shell} + 2 t \text{ shell}$

$$= 124,2216 \text{ in} + 2 \cdot 0,5 \text{ in}$$

$$= 125,2216 \text{ in}$$

Dipakai standar OD = 126 in (Brownell, p.90)

Dari tabel 5.7 Brownell untuk : OD = 126 in

$$t = 0,5 \text{ in}$$

diperoleh : icr = 7,625 in

$$r = 120 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} [3 + (r/icr)^{1/2}] \quad (\text{Brownell, eq.7.76})$$

$$W = 1,7418$$

Sehingga; $t = 0,6573 \text{ in}$

Untuk perancangan dipilih tebal standar = $3/4 \text{ in} = 0,75 \text{ in}$

3. Menentukan tinggi reaktor

Untuk tebal head 0,75 in maka icr = 0,1875 dan *standard straight flange*

$$(sf) = 1,5 - 3,5 \text{ in}$$

Dipilih $sf = 2 \text{ in}$

Dari persamaan di fig. 5.8 Brownell :

$$b = r - \sqrt{(r - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2}$$

$$b = 1,8892 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= t_{\text{head}} + b + sf \\ &= 3,8892 \text{ in} = 0,0988 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= H + 2 \text{ OA} \\ &= 3,3528 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan diameter pipa

1. Diameter hole sekam padi.

$$\text{jumlah loading} = 3000 \text{ kg}$$

$$\text{waktu loading} = 30 \text{ menit}$$

$$\text{Laju loading} = 100 \text{ kg/menit}$$

$$\text{Diambil diameter hole} = 0,5 \text{ m}$$

2. Diameter umpan air.

Diameter pipa

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$Q = 5,8788 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0577 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ air} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$d = 1,8488 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 2 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

(Appendix A.5, Geankoplis)

3. Diameter pipa asam sulfat.

Diameter

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$Q = 0,3074 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,003 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ asam sulfat} = 1826,971 \text{ kg/m}^3 = 114,0478 \text{ lb/ft}^3$$

$$d = 0,5299 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,840 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 0,00211 \text{ ft}^2$$

(Appendix A.5, Geankoplis)

4. Diameter *recycle* katalis.

Diameter

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$Q = 41,5697 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,4078 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ camp} = 1026,2283 \text{ kg/m}^3 = 64,0674 \text{ lb/ft}^3$$

$$d = 4,4732 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 5 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 0,139 \text{ ft}^2$$

(Appendix A.5, Geankoplis)

5. Diameter pipa hasil atas.

Diameter

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$Q = 3882,24 \text{ m}^3/\text{jam} = 38,0831 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ camp} = 1,5625 \text{ kg/m}^3 = 0,0975 \text{ lb/ft}^3$$

$$d = 14,8249 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 16 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 30$$

$$\text{ID} = 15,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 16 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 183 \text{ in}^2$$

(Tabel 11, Kern)

6. Diameter pipa hasil bawah.

Diameter

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$Q = 30,8231 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,3024 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ camp} = 940,2055 \text{ kg/m}^3 = 58,6970 \text{ lb/ft}^3$$

$$d = 4,4732 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 5 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in}$$

$$OD = 5,563 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 0,139 \text{ ft}^2$$

(Appendix A.5, Geankoplis)

7. Diameter pipa steam.

$$G = 3,17 \text{ kg/s}$$

$$P = 128 \text{ psia} = 8,7 \text{ atm}$$

$$T = 710,6 \text{ }^{\circ}\text{F} = 377 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

dari *steam table* didapatkan : $v = 5,2458 \text{ ft}^3/\text{lb}$

$$\rho \text{ steam} = 0,1906 \text{ lb/ft}^3 = 3,0534 \text{ kg/m}^3$$

$$d = 282 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

(Coulson, e.q.5.14)

$$Q = 1,0382 \text{ m}^3/\text{s} = 36,6625 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$d = 10,72 \text{ in}$$

Digunakan pipa standard :

$$\text{Nominal} = 12 \text{ in}$$

$$SN = 30$$

$$ID = 12,09 \text{ in}$$

$$OD = 12,75 \text{ in}$$

$$A \text{ inside} = 115 \text{ in}^2$$

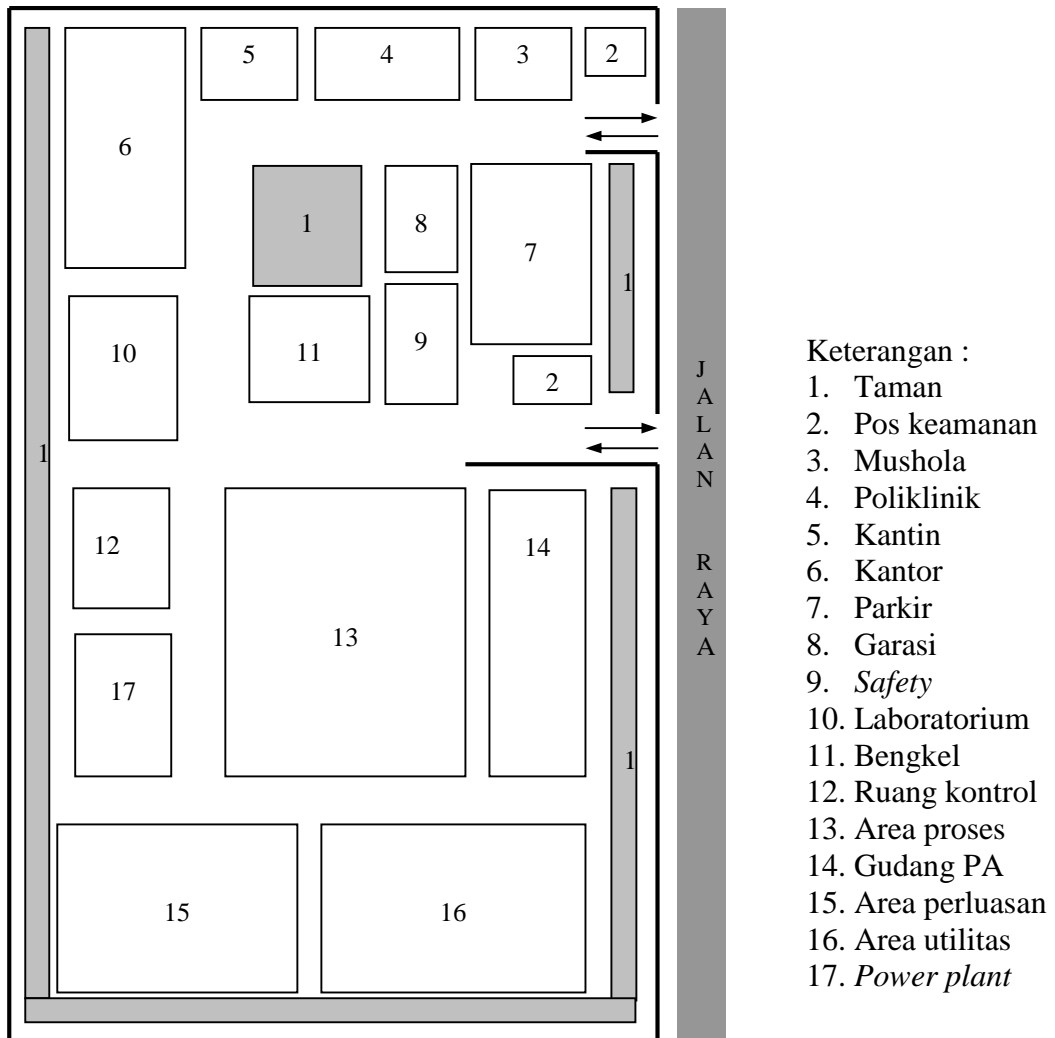
(Tabel 11, Kern)

Keterangan :

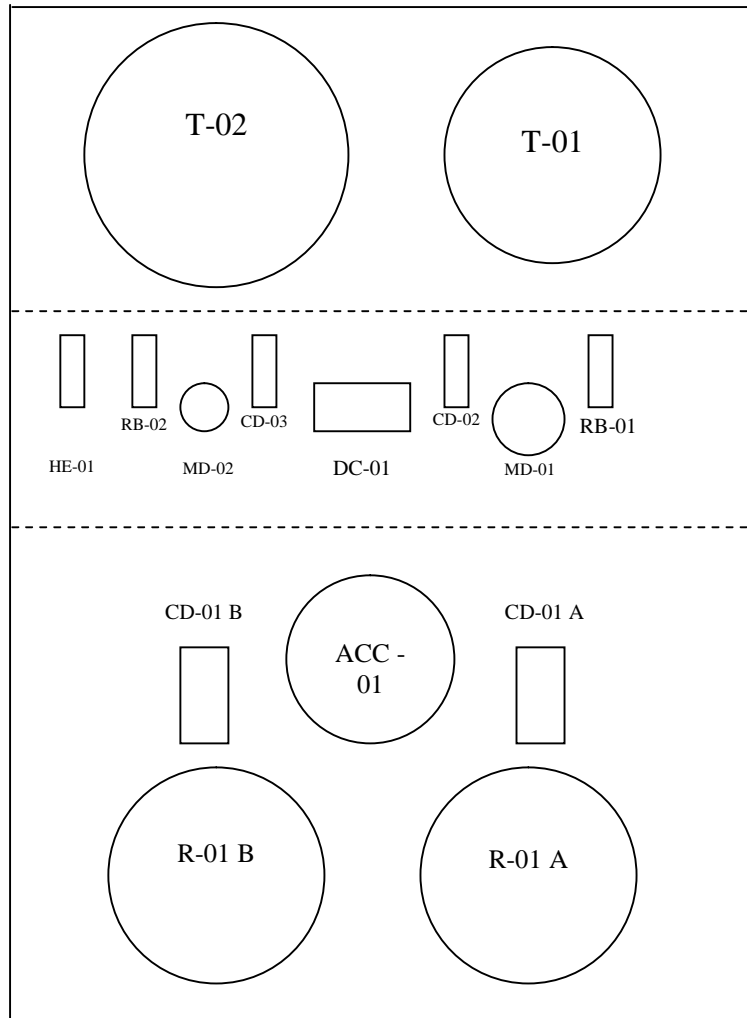
_____ : konsentrasi furfural

-----: konsentrasi pentosa

..... : konsentrasi pentosan



Gambar 2.5. Tata letak pabrik



- Keterangan :
- T : Tangki Penyimpan
 - R : Reaktor
 - CD : Kondensor
 - ACC : *Accumulator*
 - MD : Menara distilasi
 - RB : *Reboiler*
 - DC : Dekanter
 - HE : *Heat Exchanger*

Gambar 2.6. Tata letak peralatan

