

**RA RANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG
KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN**



Skripsi Tugas Akhir ini merupakan salah syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Industri (Program Studi Teknik Kinia) Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar

BAHAUDIN TUASIKAL 4500 044 017

SAHRUL HI DAUD 4500 044027

**JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS " 45 " MAKASSAR
2006**

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

Dasarkan surat keputusan Rektor Universitas "45" Makassar
nomor : 086/SK/FT.U - 45/XI/2006 tentang panitia dan penguji ujian akhir,
tanggal : Pada hari/tanggal : Sabtu 25 November 2006
Tugas Akhir atas nama :

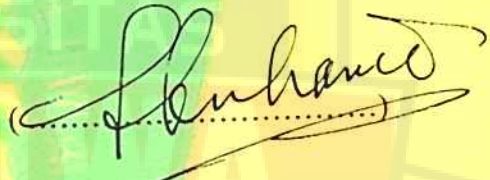
BAHAUDIN TUASIKAL 4500 044 017
SAHRUL HI DAUD 4500 044 027

Judul Tugas Akhir : **PRARANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG
KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN**

Telah diterima dan disahkan oleh panitia dan penguji Tugas Akhir Sarjana Negara
Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.
Telah dipertahankan didepan panitia dan penguji Tugas Akhir Sarjana Negara untuk
memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana (S-1) pada Jurusan Teknik Industri
Program Studi Teknik Kimia Universitas "45" Makassar

PENGAWAS UMUM

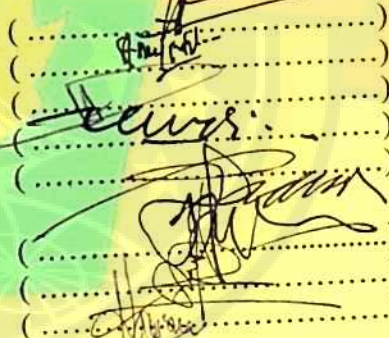
Prof. Dr. H. Abu Hamid
(Rektor Universitas "45" Makassar)



TIM PENGUJI

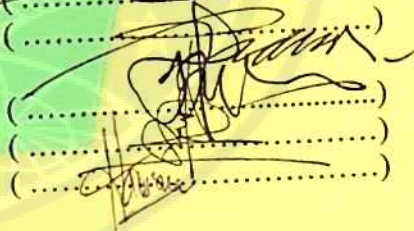
Ketua Sidang
Sekretaris
Anggota

- : Prof. Dr. Tjodi Harlim
- : Hj. St. Mufidah, ST, MT
- : 1. Ir. Mandasini, M.Si
- : 2. Ir. Zulman Wardi, MT
- : 3. Ir. Ridwan, M.Si

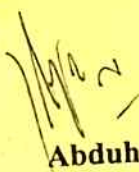


Pembimbing

- : 1. Ir. Abd. Hayat Kasim, MT
- : 2. Ir. Irwan Sofia, MT
- : 3. Hamsina, ST, M.Si



in
Fakultas Teknik
Universitas "45" Makassar



(Ir. Ridwan, M.Si)

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Industri



(Ir. Ridwan, M.Si)

LEMBARAN PENGESAHAN

PRARANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN

Oleh :

BAHAUDIN TUASIKAL
SAHRUL HI DAUD

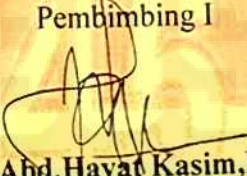
4500 044 017
4500 044 027

psi Tugas Akhir ini sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik di
Jurusan Teknik Industri Fakultas Teknik
Universitas "45" Makassar

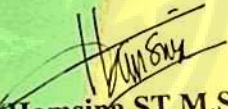
Disetujui Untuk Diseminarkan

Makassar, 22 november 2006


Pembimbing I


(Ir. Abd. Hayat Kasim, MT)

Pembimbing III



(Hamsira, ST, M.Si)

Pembimbing II



(Irwan Sofia, MT)

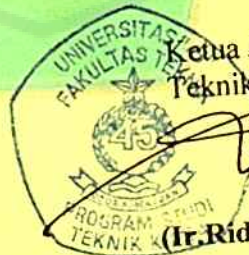
Mengetahui:

Dekan Fakultas Teknik


(M. Natsir Abduh, M.Si)

Ketua Jurusan
Teknik Industri


(Ir. Ridwan, M.Si)



LEMBARAN PENGESAHAN

PRARANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN

Oleh :

BAHAUDIN TUASIKAL
SAHRUL HI DAUD

4500 044 017
4500 044 027

Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Industri (Program Studi Teknik Kimia) Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar

Skripsi ini telah diseminarkan
Pada tanggal : 11 November 2006

| | | |
|------------|-----------------------------|---------|
| Penyusunan | : Ir. Abd Hayat Kasim, MT | (.....) |
| Penyusunan | : Hamsina, ST, M.Si | (.....) |
| Anggota | : 1. Ir. Zulman Wardi, MT | (.....) |
| | : 2. Ir. Ridwan, M.Si | (.....) |
| | : 3. Hj St Mufidah ST, M.Si | (.....) |

Pembimbing I

(Ir. Abd Hayat Kasim, MT)

Pembimbing II

(Ir. Irwan Sofia, MT)

Pembimbing III

(Hamsina, ST, M.Si)

Mengetahui :

Ketua Jurusan Teknik Industri
(Program Studi Teknik Kimia)

(Ir. Ridwan, M.Si)

DAFTAR ISI

| | |
|---|----------|
| HALAMAN JUDUL | i |
| HALAMAN PENGESAHAN | ii |
| KATA PENGANTAR | iii |
| DAFTAR ISI | v |
| KONTENSARI | vi |
| BAB I. PENDAHULUAN | I-1 |
| BAB II. URAIAN PROSES | II-1 |
| BAB III. NERACA MASSA | III-1 |
| BAB IV. NERACA PANAS | IV-1 |
| BAB V. SPESIFIKASI PERALATAN | V-1 |
| BAB VI. PERANCANGAN ALAT UTAMA | VI-1 |
| BAB VII. UTILITAS | VII-1 |
| BAB VIII. INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA | VIII-1 |
| BAB IX. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK | IX-1 |
| BAB X. ORGANISASI PERUSAHAAN | X-1 |
| BAB XI. ANALISA EKONOMI | XI-1 |
| BAB XII. KESIMPULAN | XII-1 |
| DAFTAR PUSTAKA | |
| Lampiran A Perhitungan Neraca Massa | Lamp – A |
| Lampiran B Perhitungan Neraca Panas | Lamp – B |
| Lampiran C Perhitungan Spesifikasi Peralatan | Lamp – C |
| Lampiran D Perhitungan Analisa Ekonomi..... | Lamp – D |

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT, karena atas berkat dan rahmat-Nya juaiah sehingga pada akhirnya penulis dapat menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini dengan judul “ *Pra Rancangan Pabrik Fanin dari Buah Pinang Kapasitas 15.000 ton/tahun*”.

Penyusunan tugas akhir merupakan syarat mutlak untuk menyelesaikan Program Pendidikan Strata Satu (S1) pada Jurusan Teknik Industri Program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis menyadari bahwa sebagai manusia biasa tentunya tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Olehnya itu saran dan kritik yang sifatnya membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Penulis menyadari juga bahwa dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari bantuan atau dorongan berbagai pihak baik secara moril maupun materil, sehingga dalam kesempatan ini, penulis menghaturkan penghargaan yang setinggi-tingginya dan mengucapkan terima kasih yang setulusnya kepada yang terhormat :

1. Kedua orang tua penulis dengan segala ketabahan, kesabaran dan kasih sayang yang tak terbatas selalu mengiringi doa untuk penulis.
2. Bapak Prof. Dr. H. Abu Hamid, selaku Rektor Universitas “45” Makassar.
3. Bapak Ir. M. Natsir Abduh, M.Si, selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.

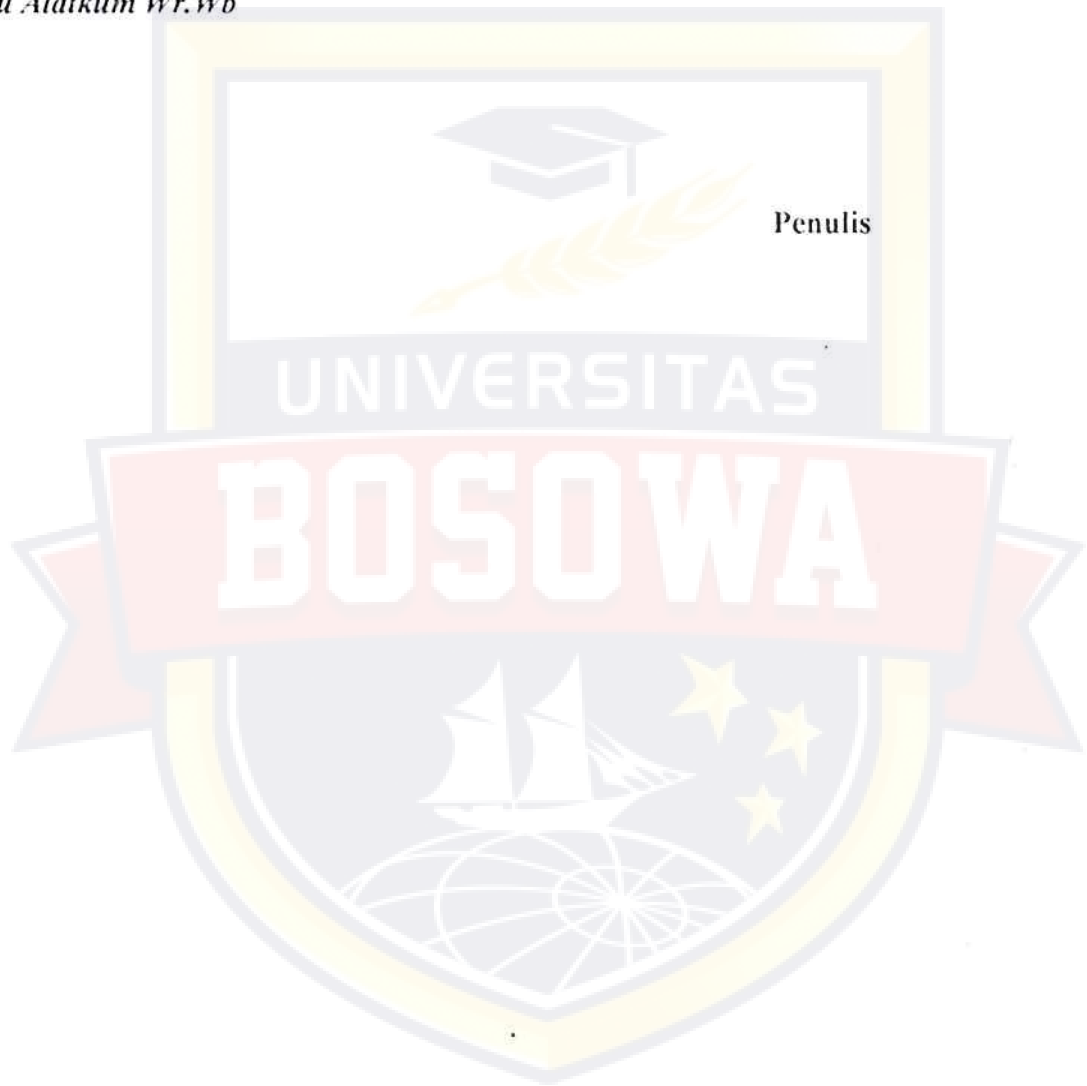
5. Bapak Ir. Ridwan. M.Si, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas "45" Makassar.
6. Bapak Ir. Abdul Hayat Kasim , M.T, selaku pembimbing pertama yang secara tulus telah memberikan petunjuk, arahan serta motivasi kepada penulis.
7. Bapak Ir. Irwan Sofia, M.T, selaku pembimbing kedua yang dengan sabar telah memberikan petunjuk serta bimbingan kepada penulis.
8. Ibu Ir. Hamsina, M.Si, selaku pembimbing ketiga yang dengan rasa keihlasan telah memberikan arahan, petunjuk serta motivasi kepada penulis.
9. Bapak dan Ibu Dosen yang bertindak sebagai tim penguji yang telah banyak memberikan saran dan kritik yang membangun.
10. Segenap Bapak dan Ibu Dosen serta para karyawan pada Fakultas Teknik dan Jurusan Teknik Industri.
11. Rekan-rekan mahasiswa yang telah banyak membantu baik secara langsung maupun tidak langsung.
12. Ucapan terima kasih dan penghargaan juga kepada semua pihak yang tak dapat penulis sebutkan satu per satu.

Sebagaimana peribahasa mengatakan “ *Tiada gading yang tak retak*” , demikian juga dengan tugas akhir ini masih tak luput dari keterbatasan dan kekurangan, maka dengan segala keterbukaan hati, penulis menantikan saran dan kritik yang membangun dari pembaca yang budiman demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Akhirnya penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis serta bagi masyarakat pada umumnya.

Yabillahi Taufik Walhidayah

Assalamu Alaikum Wr.Wb



BAB I PENDAHULUAN



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB I PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Tanaman pinang (*arecha cathecu linn*) adalah tanaman yang sejak lama dikenal dan tersebar luas di Indonesia . Pada saat itu penggunaa buah pinang hanya terbatas sebagai ramuan sirih karena buah pinang mempunyai rasa yang sepat sehingga dapat menggetirkan tenggorokan. Tetapi berdasarkan hasil penelitian menunjukkan bahwa, buah pinang mempunyai komposisi kimia yang terpenting yaitu tanin sekitar 42%, lemak 14-17%, air 10% dan alkaloida yang mengandung protein, karbohidrat, dan beberapa jenis mineral. Maka memasuki awal tahun 70-an menurut Biro Pusat Statistik, buah pinang menjadi salah satu komoditi ekspor Indonesia dalam bentuk biji-bijian, belah-belahan maupun dalam bentuk irisan.

Salah satu proses pembuatan tanin dari buah pinang yang banyak dilakukan yaitu melalui proses ekstraksi dengan menggunakan etanol sebagai pelarut. Tanin yang dihasilkan berbentuk kristal dan umumnya masih mengandung air sebesar 10%.

Tanin pada dasarnya banyak digunakan dalam industri penyamakan kulit, industri minuman, industri karet, industri farmasi (obat-obatan) dan lain-lain. Seiring dengan perkembangan dunia industri dengan penggunaan tanin yang cukup besar dalam dunia industri tersebut, maka diharapkan prospek perkembangan industri tanin dari buah pinang di Indonesia menjadi lebih cerah.

I. 2. Tinjauan Pustaka

Tanin adalah senyawa organik kompleks dari tumbuhan yang tersebar luas pada tanaman seperti daun, buah, batang, dan kayu.

Teori tentang tanin mengatakan :

- Tanin mempunyai daya antiseptik yang dapat mencegah gangguan serangga atau fungi. Pendapat ini dikemukakan sebagai hasil penyelidikan tanin yang terdapat dalam gallae.
- Menurut Hulme (1958), tanin adalah senyawa yang aktif sebagai penyamak kulit dan merupakan senyawa yang kompleks dari polifenol yang mempunyai gugus hidroksil dengan berat molekul yang lebih besar. Tanin terdiri dari oksigen, carbon dan hidrogen yang berat molekulnya antara 500 – 3000 kg/kmol, zat ini merupakan zat amorf dan bersifat asam lemah.
- Menurut Proust (1978), kata tanin berasal dari kata totan yang berarti menyamak
- Menurut Polouze, tanin yang paling murni didapat dari Nutgals yaitu asam gallotanat yang tidak berwarna, tidak berbau, sangat astrigent, larut dalam air dan dapat bergabung dengan gelatin dari kulit samak
- Zat-zat yang bersifat menyamak alamiah yang digunakan dalam proses industri penyamakan kulit, memiliki sifat fenol yang banyak terdapat pada tumbuhan yang dinamakan tanin.

- Tanin adalah : suatu zat ekstra aktif yang merupakan senyawa polifenol aromatis yang kompleks yang mampu mengubah kulit mentah menjadi kulit samak, yang banyak terdapat pada tumbuhan daerah tropis
- Tanin biasa pula disebut asam tannat, gallotannin atau asam gallotannat

1.2.1. Penggolongan Tanin

Menurut Freudenberg (1962) dan Pascal Ribereu Gayon (1972), tanin diklasifikasikan menjadi dua jenis berdasarkan struktur kimianya yaitu :

1. Condensed Tanin (tanin terkondesasi)

Tanin sering juga disebut “nonhydrolyseable tannin” yaitu tanin yang tidak dapat terhidrolisis oleh asam-asam maupun enzim. Condensat tanin ini terdapat pada paku-pakuan dan fimmis permas serta tersebar luas dalam angiosperma kayu.

2. Hidrolysable Tanin (tanin terhidrolisis)

Tanin terhidrolisis dapat dibagi menjadi dua jenis golongan yaitu :

- Gallotannin yang dapat terhidrolisis jadi asam gallat
- Elegitanin yang dapat terhidrolisis jadi asam elegant

Hidrolysable tanin merupakan ester-ester yang bila terhidrolisis menghasilkan gula, asam gallat atau asam carbohic polyfenol

1.2.2. Sifat-sifat Tanin

Adapun sifat-sifat tanin :

1. Sifat Fisika Tanin

- Berwarna kekuning-kuningan sampai coklat muda terang tergantung sumber tanin tersebut
- Berbentuk serbuk kasar atau berlapis-lapis seperti kulit kerang
- Warnanya lambat laun menjadi tua jika terkena sinar matahari
- Berbau khas
- Kadang-kadang amorf dan tidak memiliki titik leleh
- Berasa sepat atau kecut

2. Sifat Kimia Tanin

- Tanin memiliki gugus fenol dan bersifat koloid serta bersifat asam lemah karena ada gugus OH dan COOH
- Larut dalam alkohol, acetone, gliserol dan propilen glikol
- Tidak larut dalam petroleum eter, eter, benzen, kloroform dan karbon tetraklorida
- Dapat mengendapkan gelatin
- Kecenderungan untuk membentuk polimer sesudah teroksidasi oleh kalium permanganat klorat atau air kapur
- Bersifat non polar

1.2.3. Sifat Etanol

- Rumus kimia : C_2H_5OH
- Titik didih : $78,4\text{ }^\circ C$
- Titik beku : $-112\text{ }^\circ C$
- Berat molekul : 46 kg/kgmol
- Kapasitas panas : $0,239\text{ kka/kg }^\circ C$
- Tekanan kritis : $63,1\text{ atm}$

1.2.4. Sifat n-Heksana

- Rumus kimia : C_6H_{14}
- Titik didih : $69\text{ }^\circ C$
- Titik beku : $-94\text{ }^\circ C$
- Berat molekul : $86,17\text{ kg/kgmol}$
- Kapasitas panas : $0,527\text{ kka/kg }^\circ C$
- Tekanan kritis : $9,5\text{ atm}$

1.2.5. Penggunaan Tanin

Tanin banyak digunakan dalam industri seperti :

a. Penyamakan kulit

Hal ini disebabkan oleh karena tanin dapat mengikat bermacam-macam protein sehingga mencegah kulit dari pembusukan dan juga membuat kulit jadi lemas agar mudah dibentuk

b. Sebagai perekat

Tanin dalam reaksinya dengan formaldehid yang dapat membentuk perekat yang larut dalam air. Penambahan bahan lain dapat dilakukan seperti fenol dan resorcinol

c. Sebagai pewarna

Tanin dalam reaksinya dengan garam-garam logam seperti besi, aluminium dan timah dapat memberi warna sehingga banyak digunakan dalam industri tekstil sebagai pewarna cat dan tinta karena tanin dapat memberikan warna biru dan hijau kehitam-hitaman

d. Bidang farmasi

Tanin digunakan untuk campuran obat sebagai adstringent dan pelapis

e. Penambah cita rasa pada minuman

Tanin sering digunakan sebagai pengklasifikasi dan pengendapan serat-serat organik pada minuman anggur atau bir

f. Sebagai koagulan pada pabrik karet

Tanin digunakan sebagai koagulan pada pabrik karet. Namun perlu diketahui bahwa tanin sulit mengendalikan kualitas produk sehingga akan menyulitkan dalam mengendalikan kualitas yang dihasilkan

BAB II URAIAN PROSES



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB II

PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES

2. 1. Pemilihan Proses

Dalam pembuatan tanin dikenal dua jenis proses ekstraksi yaitu :

1. Ekstraksi dengan menggunakan pelarut etanol

Ekstraksi merupakan suatu proses pengambilan komponen dari suatu campuran dengan menggunakan pelarut. Pada proses ini tanin dikeluarkan dari biji pinang dengan menggunakan pelarut etanol. Proses ini berlangsung dengan menghancurkan biji pinang menjadi bubuk yang dapat larut, setelah itu dialirkan ke dalam tangki ekstraktor untuk diekstraksi dengan penambahan larutan etanol. Hasil yang keluar dari bagian bawah ekstraktor merupakan produk tanin yang masih mengandung komponen lemak, sehingga prosesnya dilanjutkan ke dekanter lalu di pisahkan di sentrifuge untuk menghasilkan tanin murni. Akhir dari proses ini adalah produk tanin dilewatkan ke kristaliser untuk menghasilkan produk yang berbentuk kristal.

2. Ekstraksi dengan menggunakan n- heksana

Pada proses ini ekstraksi dilakukan dengan menggunakan pelarut n- heksana. Keseimbangan distribusi antara pelarut dan zat terlarut menyebabkan terbentuknya produk tanin yang diharapkan.

Dari kedua proses di atas, maka proses yang dipilih adalah proses ekstraksi dengan menggunakan etanol, mengingat bahwa proses ini relatif lebih sederhana dengan biaya operasi lebih murah.

2.2. Uraian Proses

Buah Pinang kering dengan kadar air 10% dari gudang (GD) diangkut dengan menggunakan bucket elevator (BE-01) ke ball mill (BM) untuk dihaluskan dan kemudian dimasukkan kedalam vibrating screen (VS) untuk disaring, sedangkan buah pinang yang masih kasar diangkut kembali ke ball mill (BM) dengan menggunakan bucket elevator (BE-02), selanjutnya buah pinang yang telah halus dimasukkan kedalam tangki ekstraktor dengan menggunakan screw conveyor (SC-01).

Dalam tangki ekstraktor buah pinang yang sudah halus diekstraksi dengan menggunakan pelarut etanol yang dipompa dari penampung etanol (TP-01) dengan perbandingan 1:5 dan dipanaskan pada suhu 80 °C. Hasil ekstraksi didinginkan dengan cooler (CO-01), kemudian dengan menggunakan rotary drum vacuum filter (RDVF) larutan dipisahkan dari ampasnya, dalam hal ini ampas dibuang sebagai limbah.

Selanjutnya filtrat dipompa masuk kedalam menara distilasi (MD) dan didistilasi untuk menguapkan seluruh etanol yang terkandung didalam filtrat. Hasil atas proses distilasi yang berupa etanol 96% direcycle dan ditampung dalam tangki penampung etanol (TP-01), sedangkan hasil bawah proses distilasi didinginkan dengan menggunakan cooler (CO-02) hingga suhu 50 °C yang kemudian dimasukkan kedalam tangki pelarutan (TP) untuk melarutkan lemak dengan menggunakan pelarut n-Heksan yang dipompa dari tangki

penampung n-Heksan (TP-02) dengan perbandingan 1:2 . Selanjutnya filtrat dipompa ke dalam dekanter (DK) untuk memisahkan filtrat dari larutan lemak.

Fasa berat dari dekanter (DC) yang berupa air dan tanin dikristalkan dengan menggunakan kristaliser yang beroperasi pada suhu 28 °C. Hasil kristalisasi yang masih mengandung banyak air dipisahkan dengan menggunakan sentrifuge (SF) sampai kadar air 10%. Hasil pemisahan dari sentrifuge merupakan produk akhir yang berupa kristal tanin yang kemudian diangkat dengan menggunakan screw conveyor (SC-02) ke dalam silo penampung produk (S) untuk dilakukan pengepakan.

Fasa ringan dari dekanter yang berupa lemak dan n-Heksan dipompa ke dalam evaporator (EV) untuk menguapkan seluruh n-Heksan dan kemudian ditampung di akumulator. Sedangkan hasil bawah yang berupa lemak di alirkan ke unit pengolahan limbah .

BAB III NERACA MASSA



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB III

NERACA MASSA

Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|--------------------|---------------|--------------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.531,3400 | Tanin ekstrak | 2.480,7132 |
| Lemak | 1.024,5900 | Tanin sisa | 50,6268 |
| Air | 602,7000 | Lemak | 1.024,5900 |
| Impuritis | 1.868,3700 | Air | 602,7000 |
| Etanol 96% | 12.054,0000 | Impuritis | 1.868,7000 |
| | | Etanol 96% | 12.054,0000 |
| Total | 18.081,0000 | Total | 18.081,0000 |

2. Neraca Massa Total RDVF

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|---------------|--------------------|----------------|--------------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin ekstrak | 2.480,7132 | Filtrat | |
| Lemak | 1.024,5900 | Tanin | 2.455,8920 |
| Air | 602,7000 | Lemak | 1.014,3360 |
| Impuritis | 1.918,9968 | Air | 596,6660 |
| Etanol 96% | 12.054,0000 | Etanol 96% | 12.054,0000 |
| | | Cake | |
| | | Impuritis | 2.080,6160 |
| Total | 18.081,0000 | Total | 18.081,0000 |

3. Neraca Massa Total Menara Distilasi

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|--------------------|-------------------|--------------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Etanol | 11.933,4400 | Distilat : | |
| Air | 596,6600 | Etanol | 7.860,8200 |
| Tanin | 2.455,8900 | Air | 23,8600 |
| Lemak | 1.014,3200 | Bottom : | |
| | | Etanol | 4.072,6200 |
| | | Air | 572,8000 |
| | | Tanin | 2.455,8900 |
| | | Lemak | 1.014,3200 |
| Total | 16.000,3100 | Total | 16.000,3100 |

4. Neraca Massa Total Tangki Pencucian

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|--------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Tanin | 2.455,8940 |
| Lemak | 1.014,3260 | Lemak | 1.014,3260 |
| Air | 572,8000 | Air | 572,8000 |
| n-heksana | 4.043,0200 | n-heksana | 4.043,0200 |
| Total | 8.086,0400 | Total | 8.086,0400 |

5. Neraca Massa Total Dekanter

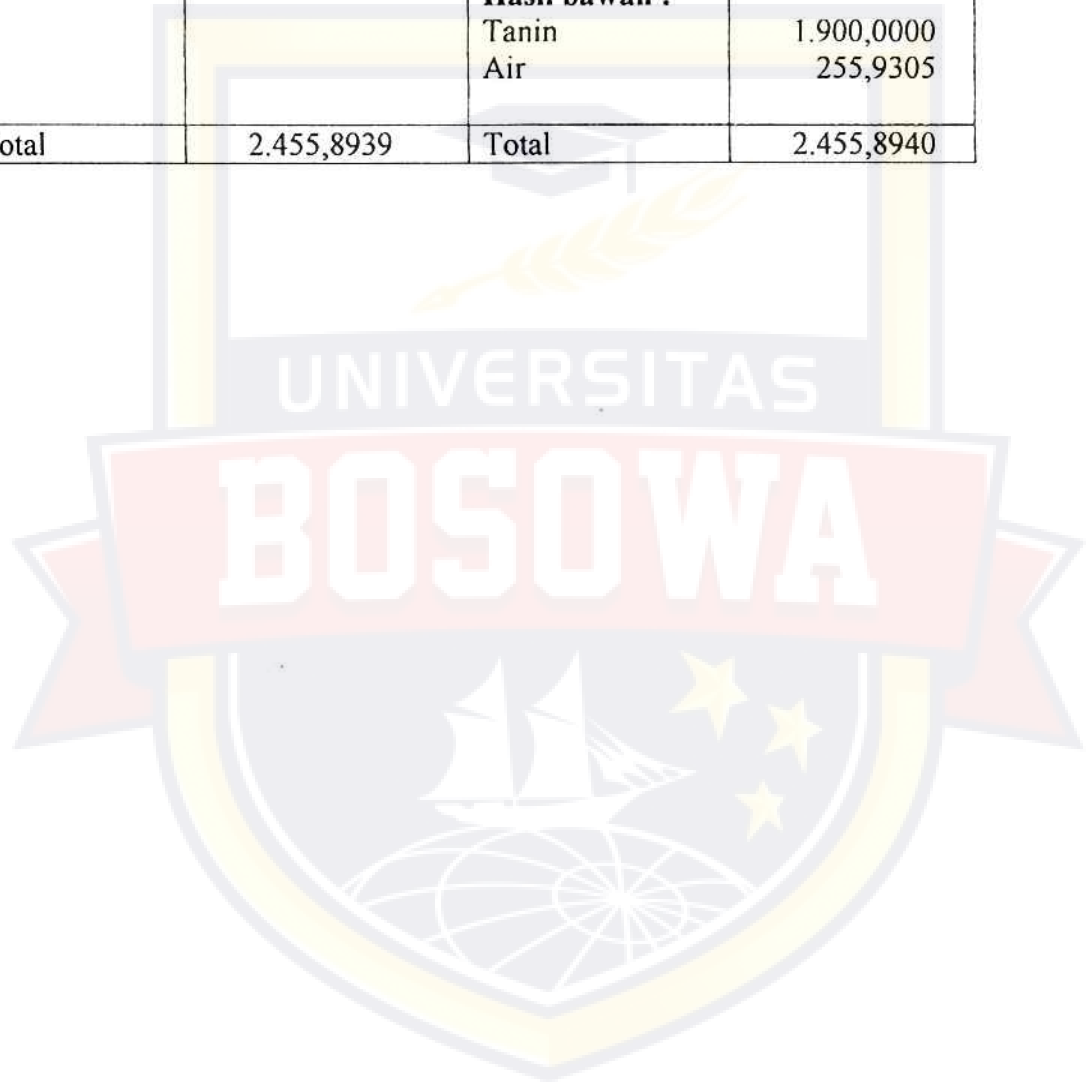
| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Hasil atas : | |
| Lemak | 1.014,3260 | n-heksana | 4.043,0200 |
| Air | 572,8000 | Lemak | 1.014,3260 |
| n-heksana | 4.043,0200 | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 2.455,8940 |
| | | Air | 572,8000 |
| Total | 8.086,0400 | Total | 8.086,0400 |

6. Neraca Massa Total Sentrifuge

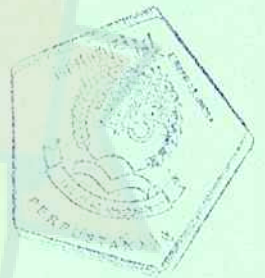
| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Hasil atas : | |
| Air | 572,8000 | Air | 272,8724 |
| | | Tanin | 299,9276 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 2.155,9663 |
| | | Air | 299,9276 |
| Total | 3.028,6940 | Total | 3.028,6940 |

7. Neraca Massa Total Kristaliser

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|-------------------|----------------------|-------------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.155,9663 | Hasil atas : | |
| Air | 299,9276 | Air | 43,9971 |
| | | Tanin | 255,9305 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 1.900,0000 |
| | | Air | 255,9305 |
| Total | 2.455,8939 | Total | 2.455,8940 |



BAB IV NERACA PANAS



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB IV

NERACA PANAS

1. Neraca Panas Total Tangki Ekstraktor

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 3.809,6667 | Q Tanin ekstrak | 41.056,4000 |
| Q Lemak | 2.816,0000 | Q Tanin sisa | 838,1597 |
| Q Impuritis | 5.884,2000 | Q Lemak | 30.933,8475 |
| Q H ₂ O | 3.010,0000 | Q Impuritis | 64.739,0205 |
| Q Etanol | 44.599,8000 | Q H ₂ O | 33.148,5000 |
| Steam | 601.254,0610 | Q Etanol | 490.597,8000 |
| Total | 661.373,7277 | Total | 661.373,7277 |

2. Neraca Panas Total Cooler I

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin ekstrak | 41.056,4000 | Q Tanin ekstrak | 3.732,4000 |
| Q Tanin sisa | 838,1597 | Q Lemak | 2.816,0000 |
| Q Lemak | 30.933,8475 | Q Impuritis | 6.044,8399 |
| Q Impuritis | 64.739,0205 | Q H ₂ O | 3.010,0000 |
| Q H ₂ O | 33.148,5000 | Q Etanol | 44.599,8000 |
| Q Etanol | 490.597,8000 | | 601.170,6878 |
| Total | 661.373,7277 | Total | 661.373,7277 |

3. Neraca Panas Total Menara Distilasi

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|----------------|--------------------|----------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 3.696,1144 | Distilat | |
| Q Lemak | 2.816,0000 | Q Etanol | 1.494.972,0000 |
| Q H ₂ O | 2.983,3000 | Q H ₂ O | 2.517,2300 |
| Q Etanol | 44.153,7280 | QD = | 1.497.489,2300 |
| Q Steam | 1.705.798,8200 | Bottom | |
| | | Q Tanin | 39.644,9357 |
| | | Q Lemak | 29.920,6050 |
| | | Q H ₂ O | 161.662,4720 |
| | | Q Etanol | 30.730,7200 |
| | | QB = | 261.958,7327 |
| Total | 1.759.447,9624 | Total | 1.759.447,9620 |

4. Neraca Panas Total Cooler II

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 39.644,9357 | Q Tanin | 18.480,5722 |
| Q Lemak | 29.920,6050 | Q Lemak | 13.946,9000 |
| Q H ₂ O | 30.730,7200 | Q H ₂ O | 14.320,0000 |
| Q Etanol | 161.662,4720 | Q Etanol | 139.867,7905 |
| Total | 261.958,7327 | Total | 261.958,7327 |

5. Neraca Panas Total Kristaliser

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 142.975,0000 | Q Tanin | 1.715,7000 |
| Q H ₂ O | 12.796,5250 | Q H ₂ O | 767,7515 |
| | | Q Pendingin | 153.288,0335 |
| Total | 155.771,5250 | Total | 155.771,5250 |

6. Neraca Panas Total Kristaliser

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|-------------|--------------|--------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q n-Heksana | 80.860,4000 | Q n-Heksana | 436.646,1600 |
| Q Steam | 355.785,7600 | | |
| Total | 436.646,1600 | Total | 436.646,1600 |

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB V**SPESIFIKASI PERALATAN****1. TANGKI ETANOL 01 (TP – 01)**

Fungsi : Tempat menyimpan atau menampung etanol

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar.

Kapasitas : 4.563,5420 kg/jam

Volume silinder : 295,7851 m³

Diameter silinder : 6 m

Tinggi silinder : 9 m

Tebal silinder : 3/8 in

2. POMPA TANGKI ETANOL (P – 01)

Fungsi : Mengalirkan umpan segar etanol dari tangki penampung etanol ke tangki pencampur.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 4.563,5420 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0309 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

3. TANGKI ETANOL 02 (TP – 02)

Fungsi : Tempat menyimpan atau menampung etanol

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar.

Kapasitas : 12.054 kg/jam

Volume silinder : 520,8518 m³

Diameter silinder : 7 m

Tinggi silinder : 10,5 m

Tebal silinder : 3/8 in

4. POMPA TANGKI ETANOL (P – 02)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki penampung etanol 2 ke tangki ekstraktor.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 12.054 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0309 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

5. SCREW CONVEYOR (SC)

Fungsi : Membawa bahan dari vibrating screen masuk ke ekstraktor

Kapasitas : 6.027 kg/jam

Volume bahan : 5,1645 m³

Kapasitas screw : 20,658 m³/jam

Diameter screw : 5 in

Kecepatan max : 190 rpm

Power motor : 1 Hp

6. POMPA TANGKI EKSTRAKTOR (P – 03)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah dari ekstraktor ke cooler 01.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 18.081,0000 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0826 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

7. COOLER 01 (C – 01)

Fungsi : Menurunkan suhu uap yang keluar dari ekstraktor untuk diumpankan ke RDVF.

Type : Shell and Tube Exchanger

Kapasitas : 18.081 kg/jam

Ukuran : Shell side

ID shell : 19 ¼ in

Passes : 8

Baffle spacing : 17 ¼ in

Aliran : Fluida panas

Tube side

ID : 0,620 in

OD : ¾ in

BWG : 16

Pitch : 15/16 in

Jumlah : 234 buah

Panjang : 16 ft

Passes : 8

Aliran : Air

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Stell SA – 283

8. RDVF

Fungsi : Memisahkan larutan dan endapan yang keluar dari tangki ekstraktor.

Kapasitas : 18.081 kg/jam

Putaran drum minimal : 1/10 rpm

Tekanan Vacum : rendah = 10 - 15 mmHg

Tinggi = 15 - 20 mmHg

Power motor : 2 Hp

9. POMPA RDVF (P - 04)

Fungsi : Mengalirkan produk dari RDVF ke menara distilasi.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 16.000,3100 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,07316 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

10. POMPA MENARA DISTILASI (P – 05)

Fungsi : Mengalirkan etanol yang keluar dari menara distilasi ke reboiler.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 4.072,0000 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0275 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

11. POMPA TANGKI AKUMULATOR (P – 06)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki akumulator ke tangki etanol 2.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 394,2345 kg/jam

Laju alir volumetrik : 2,670 x 10⁻³ ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah



12. POMPA MENARA DISTILASI (P – 07)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah menara distilasi ke cooler 2.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 4.043,0200 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0184 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

13. COOLER 02 (C – 02)

Fungsi : Menurunkan suhu uap yang keluar dari menara distilasi untuk diumpankan ke tangki pencampur.

Type : Shell and Tube Exchanger

Kapasitas : 8.115,6400 kg/jam

Ukuran : Shell side

ID shell : 19 ¼ in

Passes : 8

Baffle spacing : 17 ¼ in

Aliran : Fluida panas

Tube side

ID : 0,620 in

OD : ¾ in

BWG : 16

Pitch : 15/16 in

Jumlah : 234 buah

Panjang : 16 ft

Passes : 8

Aliran : Air

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Stell SA – 283

14. TANGKI PENCUCIAN (TP)

Fungsi : Tempat menyirip atau menampung etanol

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar.

Kapasitas : 8.086,0400 kg/jam

Volume silinder : 231,3066 m³

Diameter silinder : 6 m

Tinggi silinder : 9 m

Tebal silinder : 3/8 in

15. TANGKI N – HEKSANA (TP – 03)

Fungsi : Tempat menyimpan atau menampung larutan N – Heksana

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar.

Kapasitas : 4.043,0200 kg/jam

Volume silinder : 163,2758 m³

Diameter silinder : 5 m

Tinggi silinder : 7,5 m

Tebal silinder : 3/8 in

16. POMPA N – HEKSANA (P – 08)

Fungsi : Mengalirkan larutan N – Heksana dari tangki penampung N - Heksana.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 4.043,0200 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0170 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

17. POMPA TANGKI PENCUCIAN (P – 09)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah tangki pencucian ke dekanter.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 8.086,0400 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0329 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

18. DEKANTER (DK)

Fungsi : Memisahkan campuran N – Heksana dari larutan tanin.

Type : Silinder horizontal

Kapasitas : 8.086,0400 kg/jam

Laju alir volumetrik : 4,4058 m³/jam

Volume dekanter : 2,2029 m³

Diameter dekanter : 1,0171 m

Tinggi dekanter : 3,0514 m

Tinggi tutup elipsoidal : 1,0171 m

Tebal silinder : 3/16 in

19. POMPA DEKANTER (P – 10)

Fungsi : Mengalirkan produk atas dari dekanter ke evaporator.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 5.630,1460 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0237 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

20. POMPA DEKANTER (P – 11)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah dekanter ke sentrifuge.

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 2.455,8940 kg/jam

Laju alir volumetrik : 0,0116 ft³/dtk

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA
TANGKI EKSTRAKTOR

▪ **Kapasitas Ekstraktor**

Rate umpan masuk = 18.081 kg/jam

Tekanan operasi = 1 atm

Density bahan = 1.200 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V &= \frac{m}{\rho} = \frac{18.081 \text{ kg/jam}}{1.200 \text{ kg/m}^3} = 15,0675 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 15,0675 \text{ m}^3/\text{jam} \times 14 \text{ jam} = 210,9450 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki ekstraktor

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% liquid :

$$\text{Volume silinder} = \frac{210,9450 \text{ m}^3}{0,80} = 263,6812 \text{ m}^3$$

▪ **Perhitungan Tinggi Silinder**

Ditetapkan tinggi silinder = H = 1,5 D

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$263,6812 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{263,6812 \div (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = \sqrt[3]{223,9330}$$

$$D = 6,0725 \text{ m} \approx 6 \text{ m}$$

$$\text{Jadi } H = 1,5 \times D = 1,5 \times 6 \text{ m} = 9 \text{ m}$$

▪ Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki , Hl

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$210,9450 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$Hl = 210,9450 / 0,25 \times \pi \times (6)^2$$

$$Hl = 7,4644 \text{ m} = 7,5 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$Ph = \rho \times g \times Hl$$

$$= 1.200 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 7,5 \text{ m}$$

$$= 88.290 \text{ N/m}^2$$

$$= 12,8085 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, Pd

$$Pd = Ph + P \text{ operasi}$$

$$= (12,8085 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 27,5085 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$Ts = \frac{Pd \times D}{2 (F \times e - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA - 301 B

Dimana

$$Pd = \text{Tekanan design} = 27.5085 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 234,5911 \text{ in}$$

$$e = 15.000 \text{ Psi}$$

$$f = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

C = Faktor korosi = 0,125 in

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{P \times ID}{2(F \times E - 0,2 P)} + C \\ &= \frac{27,5085 \text{ psi} \times 234,5911 \text{ in}}{2(15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 27,5085) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2690 \text{ in (diambil } \frac{1}{4} \text{ in)} \end{aligned}$$

▪ **Perhitungan Tebal Tutup**

$$T_h = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{(F \times E - 0,1 \times P)} + C$$

Dimana : $R_c = ID / 2 = 234,5911 \text{ in} / 2 = 117,2955 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{0,885 \times 27,5085 \text{ psi} \times 117,2955 \text{ in}}{(0,8 \times 15.000 - 0,1 \times 27,5085) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2630 \text{ in (diambil } \frac{1}{4} \text{ in)} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 T_h = 234,5911 \text{ in} + (2 \times 0,2630 \text{ in}) = 235,1171 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk $t_h = \frac{1}{4} \text{ in}$, diperoleh :

$$r = 235,1171 \text{ in}$$

$$icr = 1,125 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 117,2955 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

Dimana : $AB = (ID/2) - icr = (117,2955 - 1,125) \text{ in} = 116,5455 \text{ in}$

$$BC = r - icr = (235,1171 - 1,125) \text{ in} = 234,3671 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 235,1171 \text{ in} - \sqrt{(234,3671)^2 - (116,5455)^2} \\ &= 31,7821 \text{ in} \end{aligned}$$

Sf = 1 ½ - 2 ½ in (Tabel 5.6 Brownell & Young)

Dipilih sf = 2 in

Maka OA = Th + b + Sf

$$= (0,2630 + 31,7821 + 2) \text{ in}$$

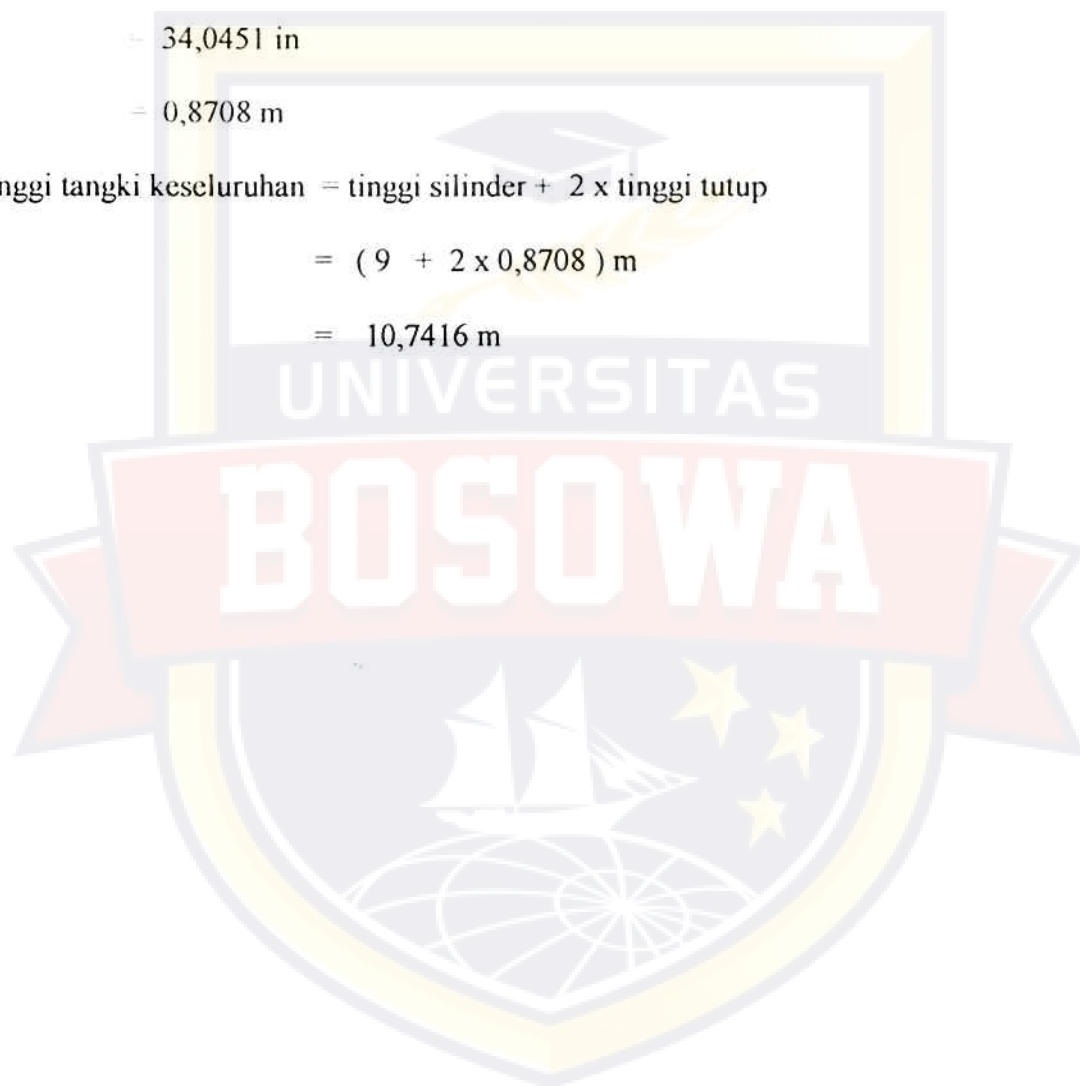
$$= 34,0451 \text{ in}$$

$$= 0,8708 \text{ m}$$

Tinggi tangki keseluruhan = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

$$= (9 + 2 \times 0,8708) \text{ m}$$

$$= 10,7416 \text{ m}$$



▪ Perencanaan Nozzle

Fungsi : Tempat pemasukan dan pengeluaran larutan.

Perencanaan diameter optimum ditentukan dengan menggunakan persamaan 15 hal 496 "Peter & Timmerhaus".

$$\text{Pers Diameter Optimum, } D_i = 3,9 (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Dimana : D_i = Diameter optimum pipa, in

Q_f = Laju alir volumetrik, ft^3/dk

ρ = Density bahan, lb/ft^3

a. Nozzle pemasukan bahan baku

$$\text{Rate massa} = 6.027 \text{ kg/jam} = 13.283,5080 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Sg tanin} = 1,2$$

$$\text{Sg lemak} = 0,9$$

$$\text{Sg H}_2\text{O} = 1$$

$$\text{Sg impuritis} = 1,4$$

Konsentrasi campuran

| Komponen | Jumlah (kg/jam) | Xf |
|------------------|-----------------|--------|
| Tanin | 2.531,3400 | 0.4200 |
| Lemak | 1.024,5900 | 0.1700 |
| H ₂ O | 602,7000 | 0.1000 |
| Impuritis | 1.868,7000 | 0.3100 |
| Total | 6.027,0000 | 1,0000 |

Maka Sg campuran adalah :

$$\text{Sg mix} = (0.4000 \times 1.2) + (0.1700 \times 0.9) + (0.100 \times 1) + (0.3100 \times 1.4)$$

$$1,1670$$

$$\rho_{\text{mix}} = 1,1670 \times 1.000 \text{ kg m}^{-3} = 1.167,000 \text{ kg m}^{-3} = 72,9051 \text{ lb ft}^{-3}$$

$$\text{Rate volumetrik} : Q = \frac{m}{\rho_{\text{mix}}} = \frac{13.283,5080 \text{ lb/jam}}{72,9031 \text{ lb/ft}^3}$$

$$182,2075 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0506 \text{ ft}^3/\text{dk}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho_{\text{mix}})^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0506)^{0,45} (72,9031)^{0,13} \\ &= 4,3770 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern tabel 11 P. 844, dipilih ukuran pipa standar sebagai berikut :

Ukuran pipa nominal IPS = 6 in Sch 40

Outside diameter, OD = 6,625 in = 0,5520 ft

Inside diameter, ID = 6,065 in = 0,5054 ft

Flow are per pipe, A = 28,91 in² = 0,2006 ft²

$$\begin{aligned} \text{Jadi } V &= Q / A \\ &= 0,0506 \text{ ft}^3/\text{dk} / 0,2006 \text{ ft}^2 \\ &= 0,2521 \text{ ft}/\text{dk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: } N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times ID}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{72,9031 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5054 \text{ ft}/\text{dk} \times 0,2521 \text{ ft}}{0,00182 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 5.104,1686 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Pemilihan flange dan baut

Dari Brownell & Young Fig 12.2 P-221 dipakai blind flange standar 150

lb dengan spesifikasi sebagai berikut :

| | |
|------------------------------------|----------|
| Nominal pipe size | 6 in |
| Diameter luar flange, A | 11 in |
| Lebal flange minimum, I | 1 in |
| Outside diameter of raised face, R | 8 1/2 in |

| | |
|--|-------------|
| Diameter of hub at point of welding, K | = 6,63 in |
| Diameter of hub at base, E | = 7 2/16 in |
| Lenght trough hub, L | = 5 1/2 in |
| Inside diameter of standard well pipe, B | = 6,07 in |
| Drilling template | |
| Jumlah lubang | = 8 buah |
| Diameter lubang | = 7/8 in |
| Diameter baut (bolt) | = 5/4 in |
| Lingkaran baut (circle bolt) | = 9 1/2 in |
| Approx weight each | = 24 lb |

b. Nozzie pemasukan etanol

$$\text{Rate massa} = 12.054 \text{ kg/jam} = 26.567,0160 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Density etanol} = 810 \text{ kg/m}^3 = 50,5697 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas etanol} = 1,02 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/jam ft} = 2,5 \text{ lb/jamft} = 0,0007 \text{ lb/ft dtk}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik : } Q &= \frac{m}{\rho \text{ etanol}} = \frac{26.567,0160 \text{ lb/jam}}{50,5697 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 525,3534 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1459 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho \text{ mix})^{0,13} \\ &= 3,9 (0,1459)^{0,45} (50,5697)^{0,13} \\ &= 6.2 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern tabel 11 P. 844, dipilih ukuran pipa standar sebagai berikut :

Ukuran pipa nominal IPS - 8 in Sch 40

Outside diameter, OD - 8,625 in - 0,7187 ft

Inside diameter, ID = 7,981 in = 0,6650 ft

Flow are per pipe, A = 50,00 in² = 0,3472 ft²

Jadi $V = Q / A$

$$= 0,1459 \text{ ft}^3/\text{dtk} / 0,3472 \text{ ft}^2$$

$$= 0,4201 \text{ ft}/\text{dtk}$$

$$\text{Sehingga: Nre} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} = \frac{50,5697 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 0,6650 \text{ ft}/\text{dtk} \times 0,4201 \text{ ft}}{0,0007 \text{ lb}/\text{ft} \text{ dtk}}$$

$$= 5.104,1686 \text{ (aliran turbulen)}$$

Pemilihan flange dan baut

Dari Brownell & Young Pig 12.2 P-221 dipakai blind flange standar 150

lb dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 8 in

Diameter luar flange, A = 13 ½ in

Tebal flange minimum, T = 1 ½ in

Outside diameter of raised face, R = 10 5/8 in

Diameter of hub at point of welding, K = 9 11/16 in

Diameter of hub at base, E = 8,63 in

Lenght trough hub, L = 4 in

Inside diameter of standard well pipe, B = 7,98 in

Drilling template

Jumlah lubang = 8 buah

| | |
|----------------------------|-----------|
| Diameter lubang | = 7/8 in |
| Diameter baut (bolt) | = 3/4 in |
| Lingkar baut (circle bolt) | 11 1/4 in |
| Approx weight each | = 39 lb |

c. Nozzle pengeluaran produk

$$\text{Rate massa} = 18.081 \text{ kg/jam} = 39.850,5240 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Density} = 1.200 \text{ kg/m}^3 = 74,9184 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,00182 \text{ lb/ft dtk}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik : } Q &= \frac{m}{\rho} = \frac{39.850,5240 \text{ lb/jam}}{74,9184 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 531,9185 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1477 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho \text{ mix})^{0,13} \\ &= 3,9 (0,1477)^{0,45} (74,9184)^{0,13} \\ &= 7,1567 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern tabel 11 P. 844, dipilih ukuran pipa standar sebagai berikut :

$$\text{Ukuran pipa nominal IPS} = 10 \text{ in Sch 40}$$

$$\text{Outside diameter, OD} = 10,75 \text{ in} = 0,8958 \text{ ft}$$

$$\text{Inside diameter, ID} = 10,05 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

$$\text{Flow are per pipe, A} = 78,80 \text{ in}^2 = 0,5472 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jadi } V = Q / A$$

$$= 0,1477 \text{ ft}^3/\text{dtk} / 0,5472 \text{ ft}^2 = 0,2699 \text{ ft dtk}$$

$$\text{Sehingga } N_{re} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} = \frac{74,9184 \text{ lb/ft}^3 \times 0,8350 \text{ ft dtk} \times 0,2699 \text{ ft}}{0,00182 \text{ lb ft dtk}}$$

$$= 7.388,7871 \text{ (aliran turbulen)}$$

Pemilihan flange dan baut

Dari Brownell & Young Fig 12.2 P-221 dipakai blind flange standar 150

lb dengan spesifikasi sebagai berikut :

| | |
|--|-------------|
| Nominal pipe size | = 10 in |
| Diameter luar flange, A | = 16 in |
| Tebal flange minimum, T | = 1 5/16 in |
| Outside diameter of raised face, R | = 12 3/4 in |
| Diameter of hub at point of welding, K | = 12 in |
| Diameter of hub at base, E | = 10,75 in |
| Lenght trough hub, L | = 4 in |
| Inside diameter of standard well pipe, B | = 10,02 in |
| Drilling template | |
| Jumlah lubang | = 12 buah |
| Diameter lubang | = 1 in |
| Diameter baut (bolt) | = 7/8 in |
| Lingkaran baut (circle bolt) | = 14 1/4 in |
| Approx weight each | = 52 lb |

▪ **Perencanaan flange, gasket, dan baut**

| | |
|-----------------------------------|------------------------------------|
| Tekanan design. P | = 27.5085 psi |
| ID silinder | = 7.9810 in |
| OD silinder | = 8.625 in |
| Flange material | = SA 182 grade F-304 (B & Y P-344) |
| F allowable untuk flange | = 17.000 psi |
| Bolting material | = SA 193 grade B-8c (B & Y P-344) |
| F allowable bolting | = 13.000 psi |
| Gasket | |
| Bahan | = Asbestos (B & Y fig 12-11 P-228) |
| Tebal | = 1/16 in |
| Gasket faktor (m) | = 2.75 |
| Minimum design seating stress (y) | = 3.700 psi |

Perhitungan lebar gasket

$$\frac{D_o}{D_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m+1)}} \quad (\text{Brownell \& Young P-226 pers 12.2})$$

$$D_o = \sqrt{\frac{3700 - 27,5085 \times 2,75}{3.700 - 27,5085 \times (2,75 + 1)}}$$

$$= \left(\frac{3.700 - 27,5085 \times 2,75}{3.700 - 27,5085(2,75 + 1)} \right)^{0,5}$$

$$= 1,0038$$

Dipilih diameter dalam (Di) gasket 10 in

Sehingga $D_o = 1,0038 \times D_i$

$$= 1,0038 \times 10 \text{ in} = 10,038 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \left(\frac{10,03 - 10}{2} \right) = 0,015 \text{ in}$$

Jadi diameter rata-rata gasket : $G = 10 + 0,015 \text{ in} = 10,015 \text{ in}$

Ditetapkan lebar gasket = 0,05 in

Beban karena gasket

$$W_{Mz} = H_y = \pi \times b \times G \times g \quad (\text{B \& Y pers 12-88, P-240})$$

$$b_o = N/2$$

Dimana : $N = \text{lebar gasket}$

$$b_o = 0,015/2 = 7,5 \times 10^{-3} \text{ in}$$

karena $b_o = 0,02$ maka $b = b_o$

$$\begin{aligned} W_{Mz} = H_y &= \pi \times (7,5 \times 10^{-3}) \times 10 \times 3.700 \\ &= 871,350 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban karena tekanan dalam

$$H = \pi/4 \times G^2 \times P \quad (\text{B \& Y pers 12-89, P-240})$$

$$= \pi/4 \times (10)^2 \times 27,5085$$

$$= 2.153,4172 \text{ lb}$$

Beban karena sambungan

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times P \quad (\text{B \& Y pers 12-90, P - 240})$$

$$= 2 \times (7,5 \times 10^{-3}) \times (3,14) \times (10) \times (2,75) \times (27,5085)$$

$$= 35,6303 \text{ lb}$$

Beban total operasi

$$W_{mi} = H + H_p$$

$$2.153,4172 + 35,6303$$

$$2.189,0475 \text{ lb}$$

$$\text{Luas baut minimum, } A_{mi} = \frac{W_{mi}}{f_b} \quad (\text{B \& Y Pers 12-92,P-240})$$

$$\frac{2.189,0472 \text{ lb}}{17.000 \text{ psi}}$$

$$= 0,1287 \text{ in}^2$$

Dipilih data bolt (B & Y, Tabel 10-4 P-188) sebagai berikut :

| | |
|----------------------|--|
| Ukuran baut (d) | = $\frac{3}{4}$ in |
| Root baut area | = $0,302 \text{ in}^2$ |
| Bolt spacing, B | = $1 \frac{3}{4}$ in |
| Jarak minimum radial | = $1 \frac{1}{8}$ in = 1,125 in |
| Jarak tepi, E | = $\frac{13}{16}$ in = 0,815 in |
| Jumlah baut minimum | = $A_{mi} / \text{root area}$ |
| | = $0,1287 \text{ in}^2 / 0,302 \text{ in}^2$ |
| | = 0,42 = 2 buah |

$$\begin{aligned} \text{Lingkar baut minimum, } C &= ID - 2(1,415 \times E \times R) \\ &= 7,981 - 2(1,415 \times 0,815 \times 1,125) \text{ in} \\ &= 10,5757 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Ditetapkan lingkar baut} = 12 \text{ in}$$

Diameter luar flange

$$\text{Flange OD} = \text{Lingkar baut} + 2 \times E$$

$$12 \text{ in} + 2(0,815)$$

$$= 13,630 \text{ in}$$

Chek terhadap lebar gasket

$$\begin{aligned} A_b \text{ aktual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 2 \times 0,302 \text{ in}^2 = 0,604 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket} &= \frac{A_b \text{ aktual} \times f \text{ allowble}}{2 \times y \times \pi \times G} \\ &= \frac{0,604 \times 13.000}{2 \times 3.700 \times 3,14 \times 10,015} \\ &= 0,033 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena lebar gasket yang dipilih adalah 0,05 in > 0,033 in , maka lebar gasket tersebut layak digunakan.

Perhitungan moment

Untuk keadaan pemasangan baut (bolting up) tanpa tekanan ddalam digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_{mi} + A_b}{2} \right) \times F_a \quad (\text{ B \& Y pers 12-94 P-240}) \\ &= \left(\frac{0,1287 \text{ in}^2 \times 0,604 \text{ in}^2}{2} \right) \times 13.000 \\ &= 4.762,5500 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari gasket load (reaksi bahan) terhadap baut :

$$\begin{aligned} hG &= \frac{C - G}{2} \quad (\text{ B \& Y pers 12-101 P-240}) \\ &= \frac{1}{2} (10,5757 - 10,015) \\ &= 0,2803 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment dari flange

$$\begin{aligned} Ma &= W \times hG \\ &= 4.762.5500 \text{ lb} \times 0.2803 \text{ in} \\ &= 1.335.1808 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Untuk kondisi operasi, maka $W = W_{mi}$

$$\begin{aligned} HD &= 0,785 (B)^2 \times P \quad (B \& Y \text{ pers 12-96}) \\ &= 0,785 (8,625)^2 \times 27,5085 \\ &= 1.606,4039 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hD &= (C - B) / 2 \quad (B \& Y \text{ pers 12-100}) \\ &= \left(\frac{10,5757 - 8,625}{2} \right) = 0,9753 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} MD &= HD \times hD \\ &= 1.606,4039 \text{ lb} \times 0.9753 \text{ in} \\ &= 1.566,8645 \text{ lb in} \end{aligned}$$

$$MG = HG \times hG$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } HG &= W - H \\ &= (4.762.5500 - 2.153.4172) \text{ lb} \\ &= 2.609.1328 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } MG &= HG \times hG \\ &= 2.609.1328 \text{ lb} \times 0.2803 \text{ in} \\ &= 731.3399 \text{ lb in} \end{aligned}$$

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{B \& Y pers 12-97})$$

$$\text{Dimana } H_T = H - H_D$$

$$= (2.153,4172 - 1.606,4039) \text{ lb}$$

$$= 547,0133 \text{ lb}$$

$$h_T = h_D \times h_G / 2 = (0,9753 \times 0,2803) / 2$$

$$= 0,1366 \text{ in}$$

$$M_T = 547,0133 \text{ lb} \times 0,1366 \text{ in} = 74,7703 \text{ lb in}$$

Besar moment pada keadaan operasi

$$M_{op} = M_D + M_T + M_G$$

$$= (1.566,8645 + 74,7703 + 731,3399) \text{ lb in}$$

$$= 2.372,9747 \text{ lb in}$$

Penentuan tebal flange

$$T = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} \quad (\text{B \& Y pers 12-85})$$

$$\text{Dimana : } \frac{A}{B} = \frac{13,63 \text{ in}}{8,625 \text{ in}} = 1,5802 \text{ in} \quad \text{maka } y = 4,6 \text{ (B \& Y fig 12-22)}$$

$$\text{Jadi : } t = \sqrt{\frac{4,6 \times 2.372,9747 \text{ lb in}}{17.000 \text{ psi} \times 8,625 \text{ in}}} = 0,2728 = 0,5 \text{ in}$$

▪ Perancangan Kolom Penyangga

Direncanakan ekstraktor diletakkan pada ketinggian 8 ft dari lantai dan ekstraktor ditahan oleh 4 buah kolom penyangga. Bentuk ekstraktor adalah silinder vertikal sehingga pengaruh angin dapat diabaikan ($P_w = 0$)

Perhitungan Berat

- Berat bagian silinder

$$W_s = \pi/4 \{ (OD)^2 - (ID)^2 \} \times H \times \rho$$

Dimana ρ = Density carbon steel SA - 283 grade C = 490 lb/ft³

OD = Diameter luar = 8,625 in = 0,7187 m = 1 m = 3,2802 ft

ID = Diameter dalam = 7,981 in = 0,6650 m = 2,1820 ft

H = Tinggi total tangki = 9 m = 29,5218 ft

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } W_s &= \frac{\pi}{4} \times \{ (3,2802)^2 - (2,1820)^2 \} \times 29,5218 \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 68.117,3286 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat tutup

$$W_t = 2 \left\{ \frac{\pi}{4} \times D^2 \times th \times \rho \right\}$$

Dimana D = Diameter dalam = 7,981 in = 0,6650 m = 2,1820 ft

th = Tebal tutup = 1/4 in

ρ = Density carbon steel = 490 lb/ft³

$$\text{Sehingga } W_t = 2 \left\{ \frac{\pi}{4} \times (2,1820)^2 \times 1/4 \times 490 \right\}$$

815,6811 lb

- **Berat larutan dalam ekstraktor**

$W_l = \text{Volume larutan} \times \text{density larutan}$

Volume larutan = $210,9450 \text{ m}^3 = 7.449,4836 \text{ ft}^3$

ρ larutan = $1.200 \text{ kg/m}^3 = 75,4591 \text{ lb/ft}^3$

Sehingga berat larutan = $W_l = 7.449,4836 \text{ ft}^3 \times 75,4591 \text{ lb/ft}^3$
 $= 562.131,3287 \text{ lb}$

- **Berat total**

Berat total $W = W_s + W_t + W_l$

$= (68.117,3286 + 915,6831 + 562.131,3287) \text{ lb}$

$= 631.164,3404 \text{ lb}$

Berat peralatan tambahan, diasumsikan berat peralatan tambahan sebesar

5% dari berat total = $5\% \times 631.164,3404 \text{ lb}$

$= 31.558,2170 \text{ lb}$

Faktor keamanan diambil 20%

Sehingga berat total = $1,2 \times (631.164,3404 + 31.558,2170) \text{ lb}$

$= 662.722,5574 \text{ lb}$

Perhitungan Kolom Penyangga

Direncanakan kolom penyangga sebagai berikut :

Jenis kolom : American Beams standard

Type : leg & lug

Beban tiap lug (kolom) = $m = 662.722,5574 \text{ lb} / 4 = 165.680,6394 \text{ lb}$

Dari item 2 P.354 - 355, Brownell & Young untuk ukuran $yt = 12 \times 5 \text{ in}$

Luas penampang, A $10,20 \text{ m}^2$

Kedalaman beam 12 in

$$\text{Lebar flange} = 5,078 \text{ in}$$

$$\text{Tebal web} = 0,428 \text{ in}$$

$$\text{Axis X - X} \qquad \qquad \qquad \text{Axis Y - Y}$$

$$I = 227 \text{ in}^4 \qquad \qquad \qquad I = 10 \text{ in}^4$$

$$S = 37,8 \text{ in}^3 \qquad \qquad \qquad S = 3,9 \text{ in}^3$$

$$r = K = 4,72 \text{ in} \qquad \qquad \qquad r = K = 0,99 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi ekstraktor dari lantai} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi ekstraktor} = 9 \text{ m} = 29,5218 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi kolom penyangga} = 8 \text{ ft}$$

Bila digunakan axis X-X (terdapat beban eksentrik)

$$\frac{L}{K} = \frac{12 \times 5}{4,72} = 12,711 < 120$$

$$\frac{P}{A} = 17.000 - 0,485 (L/K)^2 - \frac{M \times Yt}{I}$$

$$= 17.000 - 0,485 (12,711)^2 - \frac{165.680,6394 \times 12 \times 5}{227}$$

$$= 26.870,6007 \text{ lb/in}^2$$

$$P = 26.870,6007 \text{ lb/in}^2 \times 10,20 \text{ in}^2 = 274.080,1271 \text{ lb} > 165.680,6394 \text{ lb}$$

Berarti penyangga jenis I- Beam (American Beam Standard) 12 x 5 layak

digunakan

▪ Perencanaan Base Plate

Base plate diletakkan diatas pondasi yang mempunyai stress capacity 600 psi

(H & R tabel 7.7)

$$f_{bp} = \frac{\text{Beban total}}{\text{luas base plate}} = \frac{165.680,6394 \text{ lb}}{600 \text{ m}^2} = 276,1343 \text{ m}^2$$

Luas base plate (A_{bp}) = $(2 m + 0,95 d) \times (2 n \times 0,8 b)$

Dimana ukuran kolom = $d = 12 \text{ in.}$ $b = 5 \text{ in}$

$$276,1343 \text{ m}^2 = (2 m + 0,95 \times 12) \times (2 n \times 0,8 \times 5)$$

Ditetapkan $m = n$

$$276,1343 \text{ m}^2 = (2 m + 11,4) (2 n \times 4)$$

$$276,1343 \text{ m}^2 = (4m^2 + 8m + 22,8 m + 45,6)$$

$$276,1343 \text{ m}^2 = (4m^2 + 30,8 m + 45,6)$$

Dengan menggunakan persamaan kuadrat diperoleh :

$$X_{1-2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} = \frac{-30,8 \pm \sqrt{(30,8)^2 - 4 \times 4 \times 45,6}}{2 \times 4}$$

$$X_1 = -2 \quad \text{dan} \quad X_2 = 3$$

Perhitungan panjang base plate

$$P = 2 m + (0,95 \times 12)$$

$$= 2(3) + (11,4)$$

$$= 17,4 \text{ in}$$

Perhitungan lebar base plate

$$L = 2 n + (0,8 \times 5)$$

$$2 \times (3) + (4)$$

$$= 10 \text{ in}$$

$$f_{bp} = \frac{P}{A} = \frac{3.000}{17 \times 10} = 17,6470 < 600 \text{ psi (memenuhi)}$$

$$\text{Sehingga } m = \frac{17,647 - 11,1}{2} = 2,8 \text{ in}$$

$$n = \frac{10 - 4}{2} = 3 \text{ in}$$

Karena $n > m$, maka tebal base plate di hitung berdasarkan nilai n :

Tebal base plate :

$$t = \sqrt{0,00015 \times P \times n^2} \quad (\text{H \& R Pers 7-11})$$

$$= \sqrt{0,00015 \times 17,6470 \times (3)^2}$$

$$= 0,1543 \text{ in}$$

Jadi diambil tebal base plate standar = 3/16 in

▪ Perencanaan Anchor Bolt (Baut jangkar)

Anchor bolt digunakan untuk menahan gaya tarik. System ini dianggap tidak mengalami daya tarik (beban total seluruhnya diterima oleh pondasi). Untuk merencanakan ukuran Anchor Bolt didasarkan atas H & R fig 7-25 dengan spesifikasi yaitu :

Panjang jangkar = 6 in – 12 in

Panjang lengkung = 4 in

Diameter jangkar = P/36 in

Ditetapkan panjang jangkar (P) = 10/30 = 0,28 in = 0,023 ft

Perencanaan kupingan

$$P = \frac{4 \times P_w (H - L)}{n \times D_b} + \frac{W_{\max}}{n} \quad (\text{B \& Y Pers 10-76})$$

Dimana : P = Beban kompresi maximum untuk tiap lug ; lb

P_w = Beban akibat pengaruh angin ; lb

H = Tinggi ekstraktor dari pondasi ; ft

D_b = Diameter lingkaran anchor bolt ; ft

W_{max} = Berat kosong ekstraktor + berat liquid + berat lainnya ; lb

n = Jumlah lug ; 4

Pengaruh angin (P_w = 0), sehingga :

$$P = \frac{W_{\max}}{n}$$

Dari perhitungan penyangga, berat total W_{max} = 662.722,5574 lb

Sehingga : P = $\frac{662.722,5574 \text{ lb}}{4} = 165.680.6394 \text{ lb}$

BAB VII UTILITAS



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB VII

UTILITAS

Dalam suatu industri, utilitas merupakan salah satu unit terpenting dalam menunjang atau mendukung kelancaran suatu proses produksi. System pengendaliannya pun perlu ditangani secara sistematis agar tetap beroperasi secara kontinyu. Pada pabrik tanin ini, unit-unit yang tergolong dalam unit utilitas adalah :

1. Unit pembangkit steam (steam boiler)
2. Unit pengolahan air (water treatment)
3. Unit pembangkit listrik (power plant)

Ad 1. Unit pembangkit steam (steam boiler)

Kebutuhan steam untuk proses pemanasan adalah :

| Nama Alat | (Kg/jam) |
|----------------------|------------|
| Ekstraktor | 683,2430 |
| Distilasi (reboiler) | 1.938,4077 |
| Total | 2.621,6507 |

a. Steam boiler

Fungsi : Memanaskan air sehingga terbentuk steam guna memenuhi kebutuhan alat pemanas.

Type : water tube boiler

Kapasitas : 2.621.6507 kg/jam

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan steam yang dihasilkan boiler sebesar 30% berlebih dari kebutuhan normal.

- Menghitung luas perpindahan panas dan jumlah tube

Menurut Elouka (P -169 : 1959) boiler yang digunakan adalah type water tube boiler dengan heating surface boiler 10 ft² tiap 1 Hp , maka :

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler} &= A = H_p \times 10 \text{ ft} \\ &= 270 \times 10 \text{ ft}^2 = 2.700 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Kern. Table 10. P-843 dipilih IPS = $\frac{3}{4}$ in = 12 BWG dengan a" = 0,1963 ft/in ,maka :

$$\begin{aligned} N_t &= A / a \times L = 2.700 / 0,1963 \times 12 = 1.146,2047 \text{ tube} \\ &= 1.146 \text{ tube} \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan bahan bakar boiler

Fungsi : Sebagai sumber panas boiler untuk menghasilkan steam

Type : Fuel oil 25 ° API

$$\begin{aligned} \text{Beban panas boiler} &= 7.511,5535 \text{ lb/jam} \times 1.205,3600 \text{ btu/lb} \\ &= 9.084.172,341 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Dari Nelson P-417 data fuel oil

Efisiensi thermal = 30%

Net heating value (Hv) = 17.130 btu/lb

Kebutuhan bahan bakar :

$$\begin{aligned} W &= \frac{9084172,341 \text{ btu jam}}{0,3 \times 17.130 \text{ btu lb}} = 1.767.6926 \text{ lb jam} \\ &= 19.248,9213 \text{ kg hari} \end{aligned}$$

Spesifikasi boiler

Nama : steam boiler
 Type : water tube boiler
 Panjang : 12 ft

Luas perpindahan panas : 2.700 ft²

Diameter nominal pipe : ¾ in

Power boiler : 270 Hp

Jumlah : 1 buah

Tangki bahan bakar boiler (F-06)

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk kebutuhan boiler

Type : Silinder horisontal

Waktu tinggal : 1 bulan (720 jam)

Rate massa : 7.511,5535 lb/jam x 720 jam = 5.408.318,5200 lb

Kebutuhan volumetrik = $V = \frac{m}{\rho}$

fuel oil 25 ° API = 58 lb/ft³

$$V = \frac{5.408.318,5200 \text{ lb}}{58 \text{ lb.ft}^3} = 93.246,8710 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan 80% dari volume tangki terisi

bahan bakar dan ditentukan dengan $L = 2 D$

$$\text{Maka volume tangki } V = \frac{93.246,8710 \text{ ft}^3}{0,8} = 116.558,5888 \text{ ft}^3$$

Menghitung diameter tangki :

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times L$$

$$= \pi/4 \times D^2 \times 2D$$

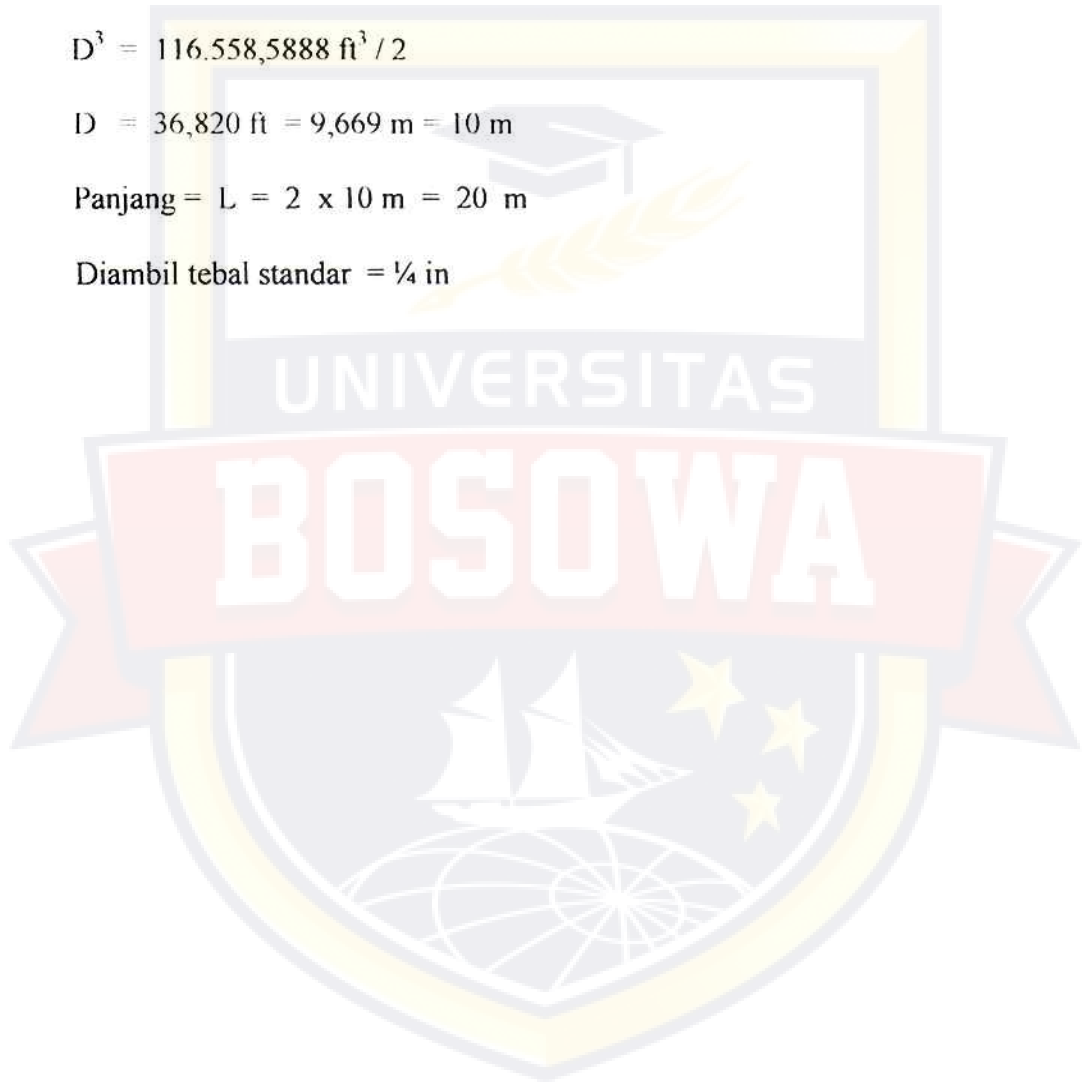
$$= \pi/4 \times D^3 \times 2$$

$$D^3 = 116.558,5888 \text{ ft}^3 / 2$$

$$D = 36,820 \text{ ft} = 9,669 \text{ m} = 10 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = L = 2 \times 10 \text{ m} = 20 \text{ m}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = \frac{1}{4} \text{ in}$$



Ad 2. Unit Pengolahan Air (Water treatment)

Kebutuhan air untuk pabrik tanin ini pada dasarnya diambil dari air sungai. Pada unit ini, pengolahan air bertujuan untuk memperoleh air bersih, yang bebas dari partikel-partikel yang tercampur, bebas dari bakteri patogen serta komponen-komponen yang beracun, bebas bau dan rasa serta bebas dari logam-logam berat dan lain-lain. Pada pengolahan air ini digunakan untuk :

a. Air proses

Air proses yang digunakan adalah pada tangki ekstraktor :

$$\text{Ekstraktor} = 1.034,8780 \text{ kg/jam}$$

Untuk kebutuhan air proses ini perlu disediakan 10% berlebih dari kebutuhan normal, jadi jumlah air yang disediakan :

$$1,1 \times 1.034,8780 \text{ kg/jam} = 1.138,3658 \text{ kg/jam}$$

b. Air pendingin

Air pendingin yaitu air yang digunakan untuk mendinginkan larutan pada alat pendingin.

Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada tabel berikut :

| Nama alat | Kg/jam |
|-----------------------|--------------|
| Cooler I | 50.097,5573 |
| Cooler II | 11.655,6492 |
| Distilasi (kondensor) | 124.790,7692 |
| Kristaliser | 21.898,2905 |
| Total | 208.442,2662 |

Diasumsi air yang hilang saat pendinginan berlangsung sebesar 20% sehingga jumlah air yang disirkulasi kembali adalah

$$20\% \times 208.442.2662 \text{ kg/jam} = 41.688.4532 \text{ kg/jam}$$

c. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang dikonsumsi oleh semua karyawan atau juga untuk keperluan lain serta air sanitasi cadangan. Jumlah karyawan diperkirakan 230 orang dengan konsumsi rata-rata karyawan = 4 ltr/hari

Kebutuhan air sanitasi

$$\text{Karyawan } 230 \text{ orang} \times 4 \text{ ltr} = 920 \text{ ltr}$$

$$\text{Keperluan lain (mencuci, laboratorium)} = 1.700 \text{ ltr}$$

$$\text{Cadangan} = 10.000 \text{ ltr}$$

$$\text{Total} = 12.620 \text{ ltr /hari}$$

$$= 525.8333 \text{ ltr/jam}$$

$$= 524.781,6667 \text{ kg/jam}$$

d. Air umpan boiler

Dari perhitungan pada unit steam boiler didapat kebutuhan air umpan boiler = 9.940,8472 kg/jam

Jadi total air yang diperlukan adalah

$$\text{Air proses} = 1.138,3658 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air pendingin} = 41.688,4532 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air sanitasi} = 524.781,6667 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air umpan boiler} = 9.940,8472 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 577.549,3329 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi Peralatan Water Treatment

1. Bak penampung air sungai (F -01)

Fungsi : Menampung air sungai dan sebagai pengendap pendahuluan

Type : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton

Kapasitas : 577.549,3329 kg/jam

Waktu tinggal : 4 jam

Pada bak ini perlu dibuat penahan untuk aliran masuk dan juga berfungsi menahan buih (scum)

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{577.549,3329 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} \times 3 \text{ jam} = 1.736,1202 \text{ m}^3$$

Dirancang 85% volume bak terisi air, maka :

$$\text{Volume bak} = \frac{1.736,1202 \text{ m}^3}{0,85} = 2.170,1502 \text{ m}^3$$

Dipakai bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{Panjang} : P = 2 X$$

$$\text{Lebar} : L = X$$

$$\text{Tinggi} : H = 1,5 X$$

$$\text{Maka volume bak} = V = P \times L \times H$$

$$= 3 X^3 = X^3 = (V/3)^{1/3} = (2.170,1502 / 3)^{1/3}$$

$$= 8,974 \text{ m} = 9 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga } P = 2 \times 9 \text{ m} = 18 \text{ m}, L = 9 \text{ m}, H = 1,5 \times 9 \text{ m} = 13,5 \text{ m}$$

2. Tangki Clarifier / Tangki Pengendap (H -01)

Fungsi : Mengendapkan partikel-partikel tersuspensi dalam air dengan cara penambahan koagulan (proses sedimentasi).

Kapasitas : 577.549,3329 kg/jam

Waktu tinggal : 2 jam

Flow rate : 577.549,3329 kg/jam x 2 jam = 1.155.098,6660 kg

Dimensi tangki

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{1.155.098,6660 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 1.157,4134 \text{ m}^3$$

Dirancang 90 % volume tangki berisi air dan dipilih perbandingan tinggi (H) dan diameter (D) adalah 1 : 3 , maka :

$$\text{Volume clarifier : } V = \pi/24 \times D^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder : } V &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \quad H = 3 D \\ &= \frac{3}{4} \times \pi \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Maka : } V = V_s + V_c = \frac{3}{4} \times \pi \times D^3 + \pi/24 \times D^3$$

$$1.157,4134 = \frac{3}{4} \times \pi \times D^3 + \pi/24 \times D^3$$

$$D = (1.157,4134 \text{ m}^3 / 2,485)^{1/3}$$

$$D = 7,751 \text{ m} = 8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder } H = 3 \times D = 3 \times 8 \text{ m} = 24 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi konis } h = \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times 8 = 4 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total tangki } H + h = (24 + 4) \text{ m} = 28 \text{ m}$$

Desain pengaduk

Dipilih jenis pengaduk marine propeller 3 blade pitch = 2 Dt

$$\rho \text{ air} = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ air} = 1 \text{ cp} \times 2.42 \text{ lb/ft jam} = 2.42 \text{ lb/ft jam} = 0.00067 \text{ lb/ft dtk}$$

Menurut Treybal P - 147 bahwa kecepatan putar impeller

$$V = 2.5 - 4.6 \text{ m/dtk} \quad (460 - 850 \text{ ft/menit})$$

Tinggi liquida dalam tangki

$$V_t = \pi / 4 \times D_t^2 \times h$$

$$H = V_t \times 4 / (\pi D_t)^2$$

$$= 1.157 \text{ m}^3 \times 4 / 3.14 (1/8)^2$$

$$= 23,0294 \text{ m}$$

Spesifikasi pengaduk

$$D_t/D_i = 3$$

$$W/D_i = 0,10$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 7,3$$

$$Z_t/D_i = 2,75 - 3,9$$

$$\text{Dipilih} = 1$$

$$\text{Dipilih} = 3$$

$$\text{Pitch} = 2 D_t$$

$$D_i = \text{Diameter impeller}$$

$$D_t = \text{Diameter tangki} = 8 \text{ m}$$

Z_i = Jarak impeller dari dasar tangki (dari sambungan konis dengan silinder)

Z_t = Tinggi liquid dalam tangki

W = Lebar blade

$$\text{Lebar blade} = 1/5 \times Dt = 1/5 \times 8 \text{ m} = 1,6 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade} = 1/4 \times Dt = 1/4 \times 8 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 2 \times Dt = 2 \times 8 \text{ m} = 16 \text{ m}$$

Digunakan jumlah impeller : 2 buah dengan jarak antar impeller 1,0 m

Menghitung power pengaduk

Untuk mencari kecepatan putar minimum digunakan pers 6-18

Treybal :

$$\frac{N \times Di}{(\sigma \times g / \rho)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \times T / di$$

Dimana : σ = Tegangan permukaan = 0,072 N/m

Di = Diameter impeller = 0,4 m

g = Kecepatan gravitasi = 9,8 m/dtk²

gc = Faktor koreksi = 1 m/dtk²

T = Diameter tangki = 8 m

ρ = Density air = 998 kg/m³

N = Kecepatan putar impeller = rps

Sehingga :

$$\frac{0,4 \times N}{(0,072 \times 9,81 / 998)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \times \frac{8}{0,4}$$

$$N = 3,021 \text{ rps} = 181,26 \text{ rpm}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{re} = \frac{D_i^2 \times N \times \rho_L}{\mu}$$

Dimana : ρ_L = Density air = 998 kg/m³

$$\mu = 1,0 \times 0,001 \text{ kg/m dtk} = 0,001 \text{ kg/m dtk}$$

$$N_{re} = \frac{(0,4)^2 \times 3,021 \times 998}{0,001} = 482.393,2800 \text{ (aliran turbulen)}$$

Power pengaduk

$$P = \frac{\phi \times \rho \times N^2 \times D_i^5}{g} \quad (\text{Brown P -508})$$

Dimana : $g_c = g = 32,174 \text{ lbm ft / dtk}^2 = 9,8 \text{ kg m / dtk}^2$

$$\Phi = \text{power number} = 0,9$$

$$P = \frac{0,9 \times 998 \times (3,021)^2 \times (0,4)^5}{9,8}$$

$$= 253,600 \text{ kg m/dtk}^2 \times 1 \text{ Hp} / 76,04 \text{ kg m/dtk} = 3,3 \text{ Hp}$$

Power motor pengaduk

$$\text{BHP} = \text{Hp} / \eta = 3,33 \text{ Hp} / 0,8 = 4,17 \text{ Hp}$$

Kebutuhan koagulan

Diambil koagulan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{ H}_2\text{O}$ sebanyak 110 ppm = 10 mg/ltr

Volume air dalam tangki penyimpanan (VI) = 1.157,4134 m³, maka

jumlah koagulan yang ditambahkan pada clarifier adalah :

$$= 10 \text{ mg ltr} \times 1.157,4134 \text{ ltr} = 11.570 \text{ mg} = 0,01157 \text{ kg}$$

Spesifikasi clarifier (tangki pengendap)

Type : Grafitv clarifier

Tinggi total tangki : 24

Diameter tangki : 8 m

Tinggi konis : 4 m

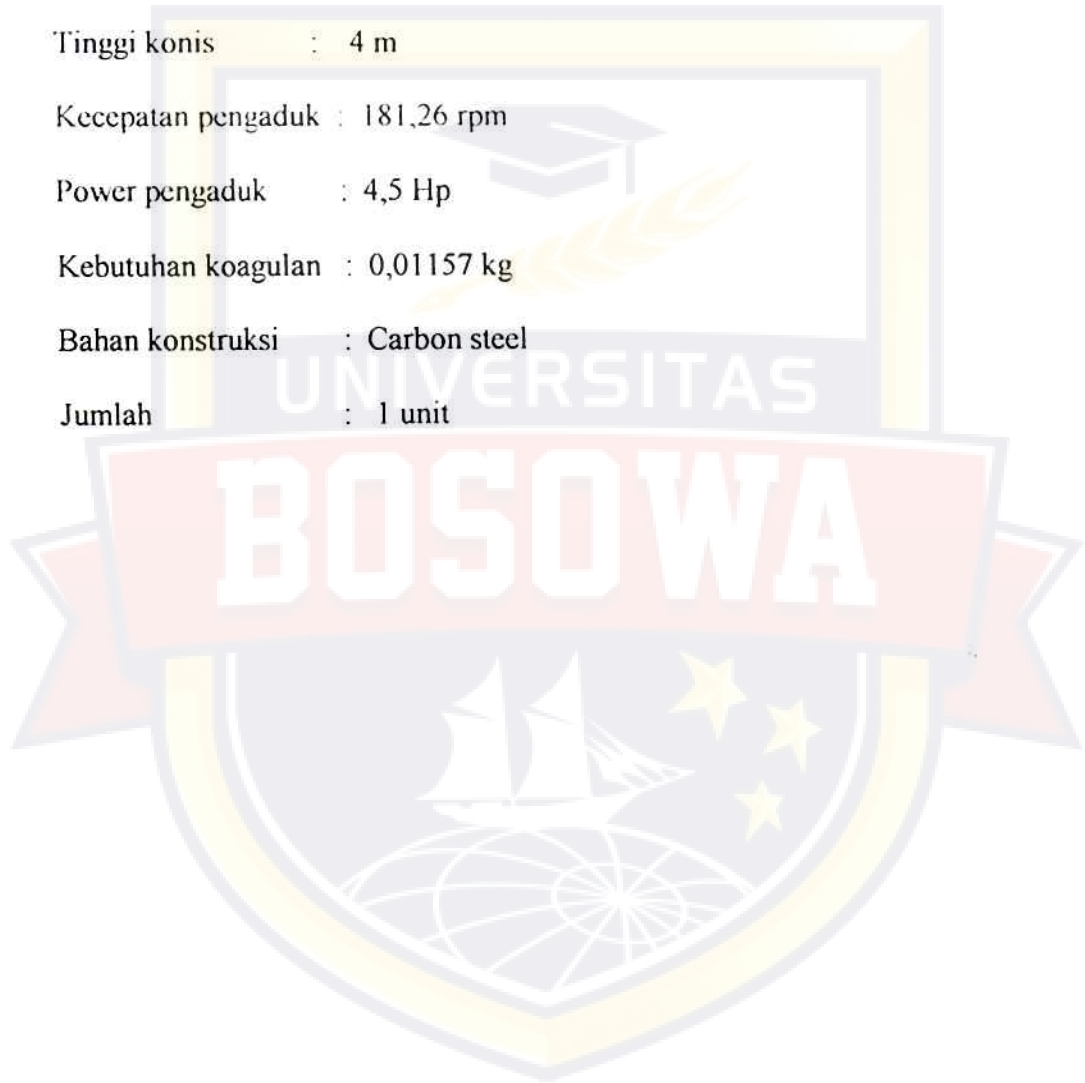
Kecepatan pengaduk : 181,26 rpm

Power pengaduk : 4,5 Hp

Kebutuhan koagulan : 0,01157 kg

Bahan konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 unit



3. Sand Filter / Tangki Saringan Pasir (H – 02)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang belum terendapkan pada tangki clarifier .

Kapasitas : 577.549,3329 kg/jam

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{577.549,3329 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 578,7067 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

Diambil kecepatan filtrasi , $Q_f = 0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2$

$$\text{Luas saringan atau bak} = Q/Q_f = \frac{578,7067 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2} = 1.157,4134$$

m^2

Dipilih type tangki = Silinder tegak

Dipilih faktor keamanan 10% maka :

$$V_t = 1,1 \times 578,7067 \text{ m}^3 = 636,5773 \text{ m}^3$$

Ditetapkan tinggi tangki = $H = 3/2 D$

Diameter tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder : } V &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times \frac{3}{2} \times D^3 \end{aligned}$$

$$636,5773 = 1,1775 D^3$$

$$D = (636,5773 \text{ m}^3 \cdot 1,1775)^{1/3}$$

$$D = 8,1463 \text{ m} = 8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki } H = 3,2 \times D = 3,2 \times 8 \text{ m} = 12 \text{ m}$$

4. Bak Air Bersih (F- 02)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari sand filter. Air ini digunakan untuk keperluan air proses, air pendingin, air sanitasi dan air umpan boiler.

Kapasitas : 577.549,3329 kg/jam

Waktu tinggal : 3 jam

Flow rate : 577.549,3329 kg/jam x 3 jam = 1.732.647,999 kg

Dimensi tangki

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{1.732.647,9999 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 1.736,1202 \text{ m}^3$$

Dirancang 90 % volume tangki berisi air, maka volume bak :

$$V_t = 1.736,1202 \text{ m}^3 / 0,9 = 1.929,0224 \text{ m}^3$$

Dipakai bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{Panjang} : P = 3 X$$

$$\text{Lebar} : L = 2X$$

$$\text{Tinggi} : H = X$$

$$\text{Maka volume bak} = V = P \times L \times H$$

$$= 6 X^3 = X = (V/6)^{1/3} = (1.929.0224 / 6)^{1/3}$$

$$= 6,850 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga} : P = 3 \times 6,850 \text{ m} = 20,551 \text{ m}$$

$$L = 2 \times 6,850 \text{ m} = 13,700 \text{ m}$$

$$H = 6,850 \text{ m}$$

5. Bak Air Pendingin (F- 03)

Fungsi : Menampung air pendingin untuk memenuhi kebutuhan pada alat pendingin.

Kapasitas : 41.688,4532 kg/jam

Waktu tinggal : 2 jam

Flow rate : 41.588,4532 kg/jam x 2 jam = 83.376,9064 kg

Dimensi tangki

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{83.376,9064 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 83,5439 \text{ m}^3$$

Dipakai bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{Panjang} : P = 3 X$$

$$\text{Lebar} : L = 2X$$

$$\text{Tinggi} : H = X$$

$$\begin{aligned} \text{Maka volume bak} &= V = P \times L \times H \\ &= 6 X^3 = X = (V/6)^{1/3} = (83,5439 / 6)^{1/3} \\ &= 2,4055 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga} : P = 3 \times 2,4055 \text{ m} = 7,2166 \text{ m}$$

$$L = 2 \times 2,4055 \text{ m} = 4,8110 \text{ m}$$

$$H = 2,4055 \text{ m}$$

6. Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan atau menurunkan suhu air pendingin yang telah dipakai sebelum disirkulasi kembali .

Type : Cross – flow induced draft cooling tower

Kapasitas : 41.688,4532 kg/jam = 91.881,3500 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{41.668,4532 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 41,7719 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 2 \text{ gpm}$$

Suhu air masuk CT-01 = 45 °C (113 °F)

Suhu air keluar CT-02 = 28 °C (82,4 °F)

Diameter menara dibuat = 3 m (range 1 – 6 m ; Ulrich 1959)

$$\text{Luas penampang, } A = \frac{1}{4} \pi (D)^2 = \frac{1}{4} \times \pi \times (3)^2 = 7,065 \text{ m}^2$$

$$= 76,04 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan massa, } L = \frac{m}{A}$$

$$= \frac{91.881,3500 \text{ lb/ jam}}{76,04} = 45.940,675 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Kecepatan udara } G_s = 1.200 - 2.100 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} = (1,6 - 2,8 \text{ kg/m}^2$$

dk) (Treyball P -26)

Diambil $G_s = 1.500 \text{ lb ft}^2 \text{ jam}$

Wet-bulb temperature = 80 F

Entalphy pada 80 °F , H = 44,1 btu/lb udara (Kern Table 17-2 ;

P - 585). H2 dicari : $H_2 = H_1 + L/G (T_2 - T_1)$

$$= 44,1 + \frac{500}{1.500} (113 - 82,4) \text{ °F} = 54,3 \text{ btu/ lb udara kering}$$

Pada 113 °F = H2 = 99,88 btu/lb udara

Pada 82,4 °F = H1 = 45 btu/lb udara

Entalphy rata-rata :

$$\begin{aligned} \text{Log mean } (H' - H) &= \frac{(H_2' - H_2) - (H_1' - H_1)}{\ln \left(\frac{H_2' - H_2}{H_1' - H_1} \right)} \\ &= \frac{(99,8 - 54,3) - (45 - 44,1)}{\ln \left(\frac{99,8 - 54,3}{45 - 44,1} \right)} \\ &= 11,4 \text{ btu/lb udara} \end{aligned}$$

Number of Diffusion Unit

$$\begin{aligned} N_d &= \frac{\Delta T}{H' - H} \quad (\text{Kern P - 590}) \\ &= \frac{(113 - 82,4)}{11,4 \text{ btu/lbudara}} = 2,7 \end{aligned}$$

$$Kx^a = 115 \text{ lb/jam}$$

Tinggi Cooling Tower

$$\begin{aligned} Z &= \frac{N_d x L}{Kx^a} = \frac{2,7 x 500 \text{ lb/ ftjam}}{115 \text{ lb/ jam}} \\ &= 11,739 \text{ ft} = 3,6 \text{ m} \end{aligned}$$

Height of Diffusion Unit

$$= 11,739 \text{ ft} / 2,7 = 4,35 \text{ ft} = 1,33 \text{ m}$$

Perhitungan Pompa

1. Pompa Air Sungai

Fungsi : Mengalirkan air sungai ke reservoir (penampung air sungai)

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir bahan masuk (w)} &= 577.549,3329 \text{ kg/jam} \\ &= 1.272.918,7300 \text{ lb/dtk} \end{aligned}$$

$$\text{Density air } (\rho) = 62,305 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas etanol } (\mu) = 0,00067 \text{ lb/ft dtk}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{1.272.918,7300 \text{ lb/dtk}}{62,305 \text{ lb/ft}^3} = 5,675 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus " Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft^3/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot 5,675^{0,45} \times (62,305)^{0,13} \\ &= 14,576 \text{ in} \approx 16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 16 \text{ in} = 1,333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 15,25 \text{ in} = 1,2708 \text{ ft}$$

$$a = 183 \text{ in}^2 = 1,2708 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{5,675 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{183 \text{ ft}^2} = 0,0310 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{62,305 \text{ lb/ft}^3 \times 1,2708 \text{ ft} \times 0,0310 \text{ ft/dtk}}{0,00067 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 3.663,5185 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/\text{ID} = 0,00011$$

$$f = 0,024$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 656,1600 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, L_e = 30 \times 1,2780 \text{ ft} = 114,3720 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 13, L_e = 35 \times 1,2780 \text{ ft} = 16,0270 \text{ ft}$$

$$787,0524 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,024 \times (0,0318)^2 \times 787,0524 \text{ ft})}{32,2 \times 1,2708 \text{ ft}}$$

$$= 8,872 \times 10^{-4} \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (0,0318)^2}{2 \times 32,3}$$

$$= 7,851 \times 10^{-5} \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(0,0318)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 1,5702 \times 10^{-5} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (8,872 \times 10^{-4} + 7,851 \times 10^{-5} + 1,507 \times 10^{-5}) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 9,1075 \times 10^{-4} \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 0,0318 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_f$$

$$\begin{aligned} - W_f &= (9,1075 \times 10^{-4} + (20) + (0,0318)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 20,00 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- W_f \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{20,00 \text{ lbf/lbm} \times (5,675 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (62,305 \text{ lb/ft}^3))}{550} \\ &= 1,2 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{1 \text{ Hp}}{0,8} = 1,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk perhitungan pompa yang lain dapat dilihat pada tabel 7.1

Ad.3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant)

Untuk memenuhi kebutuhan listrik pada pabrik tanin, dapat diperoleh langsung dari PLN setempat dan berasal dari generator sendiri. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu dan untuk mengantisipasi kemungkinan gangguan dari PLN, maka ditetapkan menggunakan generator sebagai cadangan. Kebutuhan tenaga listrik ini diperlukan untuk

1. Untuk keperluan sebagai sumber tenaga pada alat-alat proses dan utilitas pabrik.
2. Untuk kebutuhan penerangan

Tabel. 7.1 Kebutuhan listrik untuk unit proses

| No | Nama Alat | Kode | Daya Hp |
|----|-------------------------|--------|---------|
| 1 | Pompa tangki etanol 1 | P - 01 | 1 |
| 2 | Screw conveyer | SC | 1 |
| 3 | Pompa tangki etanol 2 | P -02 | 1 |
| 4 | Pompa tangki ekstraktor | P - 03 | 1 |
| 5 | RDVF | RDVF | 2 |
| 6 | Pompa RDVF | P - 04 | 1 |
| 7 | Pompa Menara distilasi | P - 05 | 1 |
| 8 | Pompa Akumulator | P - 06 | 1 |
| 9 | Pompa Menara distilasi | P - 07 | 1 |
| 10 | Pompa tangki N-heksana | P - 08 | 1 |
| 11 | Pompa T. Pencucian | P - 09 | 1 |
| 12 | Pompa dekanter | P - 10 | 1 |
| 13 | Pompa dekanter | P - 11 | 1 |
| 14 | Sentrifuge | SF | 6 |
| | | | 20 |

Total kebutuhan listrik unit proses :

$$20 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kwatt} / 1 \text{ Hp} = 14,914 \text{ kwatt}$$

Tabel .7.2. Kebutuhan tenaga listrik untuk unit utilitas

| No | Nama Alat | Kode | Daya Hp |
|----|------------------|--------|-----------|
| 1 | Tangki Clarifier | H - 01 | 3 |
| 2 | Cooling tower | P -01 | 2 |
| 3 | Pompa - 01 | L - 01 | 1,5 |
| 4 | Pompa - 02 | L - 02 | 1,5 |
| 5 | Pompa - 03 | L - 03 | 1 |
| 6 | Pompa - 04 | L - 04 | 1 |
| 7 | Pompa - 05 | L - 05 | 1 |
| 8 | Pompa - 06 | L - 06 | 1 |
| 9 | Pompa - 07 | L - 07 | 1 |
| 10 | Pompa - 08 | L - 08 | 1 |
| 11 | Pompa - 09 | L - 09 | 1 |
| 12 | Steam boiler | Q - 01 | 1 |
| | Total | | 16 |

Total kebutuhan listrik unit utilitas :

$$16 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kwatt} / 1 \text{ Hp} = 11,9312 \text{ kwatt}$$

Jadi total kebutuhan listrik untuk motor penggerak pada unit proses dan unit utilitas adalah :

$$P = (14,914 + 11,9312) \text{ kwatt} = 26,8452 \text{ kwatt}$$

Diambil tenaga penggerak untuk alat kontrol sebesar 20% maka :

$$20\% \times 26,8452 \text{ kwatt} = 5,3690 \text{ kwatt}$$

$$\text{Total} = (26,8452 + 5,3690) \text{ kwatt}$$

$$= 32,2142 \text{ kwatt}$$

Diambil faktor keamanan 20% maka

$$\text{Total kebutuhan listrik adalah } 1,2 \times 32,2142 \text{ kwatt} = 38,6570 \text{ kwatt}$$

Tabel. 7.3. Perkiraan Kebutuhan Daya Listrik Untuk Unit**Penerangan**

| No | Ruangan / tempat | Luas (ft ²) | Foot (Candela) | Jumlah (lumen) |
|----|-------------------------|----------------------------|-------------------|----------------------|
| 1 | Daerah alat proses | 16.404,000 | 20 | 328.080,000 |
| 2 | Unit utilitas | 7.873,300 | 10 | 78.730,300 |
| 3 | Daerah produk & packing | 4.593,100 | 20 | 91.862,000 |
| 4 | Power plant | 5.167,300 | 10 | 51.673,000 |
| 5 | Workshop (3 gedung) | 23.621,800 | 20 | 472.436,000 |
| 6 | Gudang | 1.476,400 | 10 | 14.764,000 |
| 7 | Kantor (2 lantai) | 5.741,400 | 20 | 114.828,000 |
| 8 | Daerah bahan baku | 4.921,200 | 20 | 98.424,000 |
| 9 | Laboratorium | 984,200 | 20 | 19.684,000 |
| 10 | Pusat ruang kontrol | 820,200 | 20 | 16.404,000 |
| 11 | Perpustakaan | 820,200 | 20 | 16.404,000 |
| 12 | Toilet | 315,000 | 5 | 1.572,000 |
| 13 | Mushollah | 820,200 | 10 | 8.202,000 |
| 14 | Kantin | 1.476,400 | 10 | 14.764,000 |
| 15 | Parkir karyawan / tamu | 4.183,000 | 5 | 20.915,000 |
| 16 | Jalan & taman | 11.810,900 | 10 | 118.109,000 |
| 17 | Poliklinik | 1.476,400 | 10 | 14.764,000 |
| 18 | Ruang PMK | 197,000 | 10 | 1.970,000 |
| 19 | Meeting room | 2.214,500 | 10 | 22.145,000 |
| 20 | Pos keamanan | 158,000 | 10 | 1.580,000 |
| 21 | Halaman pabrik | 492,000 | 10 | 4.920,000 |
| 22 | | | | |
| | Total | | 20 | 1.512.230,000 |

Untuk areal seperti : jalan dan taman, utilitas, alat proses dan parkir digunakan lampu mercury 100 watt dengan lumen out put : 3000 / lampu.

Maka jumlah lampu mercury yang dibutuhkan adalah :

$$\frac{(118.109 + 78.730 + 328.080 + 20.915) \text{ lumen}}{3.000 \text{ lumen}} = 181,94 = 182 \text{ buah}$$

Untuk areal lainnya menggunakan lampu TL 40 watt jenis Light Day dengan lumen out put = 1.960 lumen/lampu

$$\frac{(1.512.230 - 545.834) \text{ lumen}}{1.960 \text{ lumen}} = 493 \text{ buah}$$

Jumlah daya listrik yang digunakan :

- a. Lampi mercury = 182 x 100 watt = 18.200 watt
 b. Lampu TL = 493 x 40 watt = 19.720 watt
 c. Daya air conditioner = 15 x 200 watt = 3.000 watt

$$\text{Total daya} = 40.920 \text{ watt} = 40,92 \text{ kwatt}$$

Total kebutuhan daya listrik keseluruhan :

- a. Unit alat proses + utilitas = 37,5832 kwatt
 b. Unit penerangan = 40,92 kwatt
-
- Total = 78,5032 kwatt

Menghitung power generator :

Direncanakan generator = AC

Faktor power = 80%

Kapasitas generator = 78,5032 kwatt / 0,8

$$= 98,1291 \text{ kwatt}$$

Power generator = 98,1291 kwatt x 1 Hp / 0,7457 kwatt

$$= 131,5932 \text{ Hp}$$

Diambil power generator = 132 Hp

Tenaga generator = 132 Hp x (0,7068 Btu/dtk / 1 Hp) x 60 menit

$$= 5.580,6073 \text{ btu/menit}$$

▪ Kebutuhan bahan bakar generator

Bahan bakar generator digunakan diesel oil, dengan

heating value = 19.525 btu / lb dan ρ diesel oil = 54,9384 lb / ft³

$$W = \frac{5.580,6073 \text{ btu/menit} \times 60 \text{ menit}}{19.525 \text{ btu/lb}} = 17,1491 \text{ lb/jam} = 17 \text{ lb/jam}$$

Spesifikasi alat generator :

Jenis : Generator AC

Power : 132 Hp

Tegangan : 220 / 380 V

Power factor : 80%

Fase : 3 fase

Kapasitas : 78,5032 kwatt

Jumlah : 1 buah

▪ Tangki bahan bakar generator

Fungsi : Menampung bahan bakar generator untuk persediaan selama satu bulan

Type : Silinder horisontal

Volume bahan bakar selama satu bulan

$$\text{Kapasitas} = 17 \text{ lb/jam} \times 720 \text{ jam} = 12.240 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{m}{\rho} = \frac{12.240 \text{ lb}}{54,9384 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 222,7949 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan ketentuan 80% volume tangki terisi bahan bakar

dan perbandingan panjang dan diameter, $L = 3D$, maka volume tangki :

$$V = \frac{222,7949 \text{ ft}^3}{0,8} = 278,4937 \text{ ft}^3$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times L$$

$$278,4937 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 3D$$

$$V = \pi/4 \times D^3 \times 3$$

$$D = (278,4937 / 2,355)^{1/3}$$

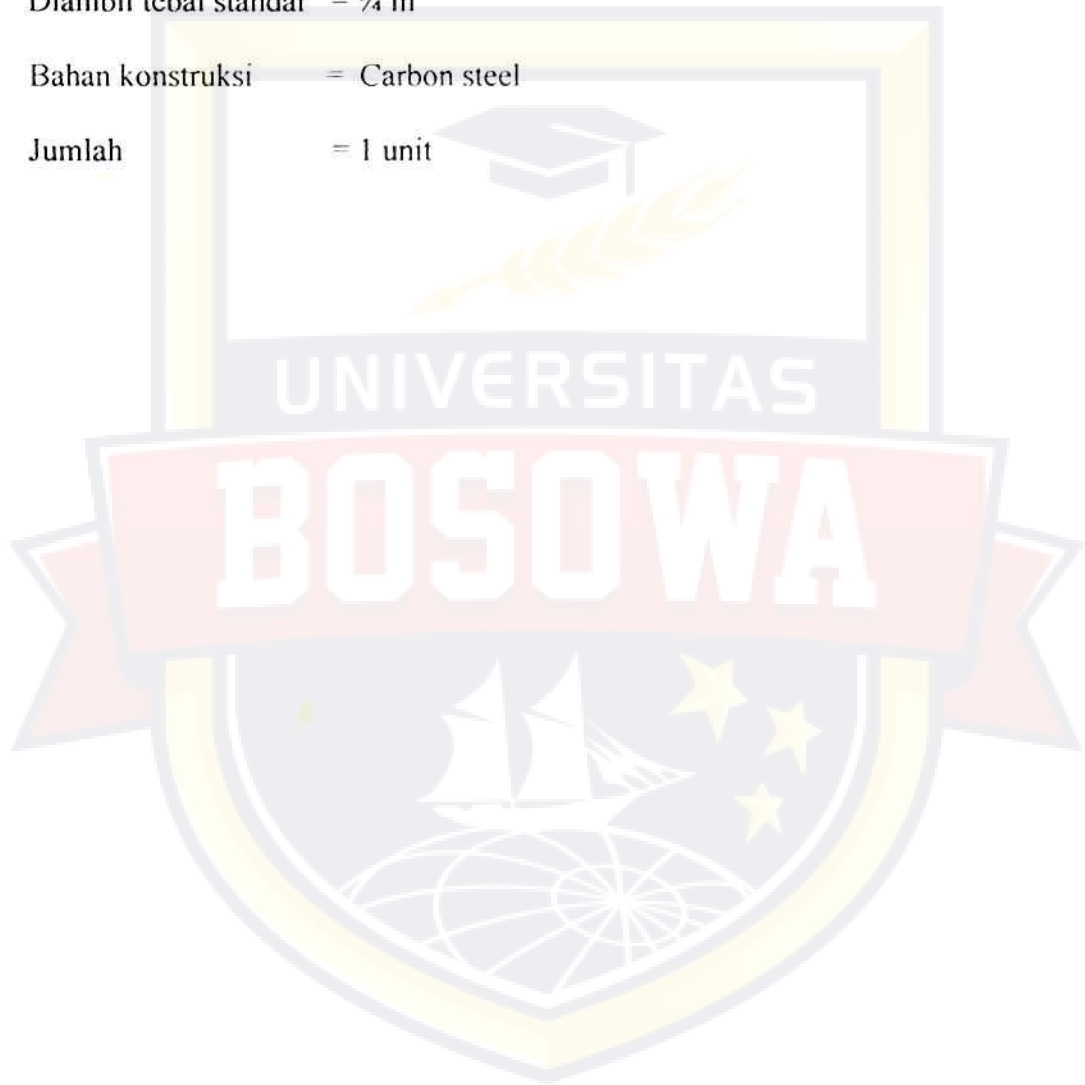
$$= 4,9084 \text{ ft} = 5 \text{ ft} = 1,64 \text{ m}$$

$$\text{Panjang : } L = 3 \times 1,64 \text{ m} = 4,92 \text{ m}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Carbon steel}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ unit}$$



BAB VIII
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB VIII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Dengan adanya instrumentasi maka dengan mudah dapat diketahui kondisi-kondisi operasi yang sedang berlangsung. Sedangkan keselamatan kerja merupakan faktor yang sangat penting diperhatikan. Hal ini karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran proses produksi.

8.1. Instrumentasi

Instrumentasi berfungsi sebagai petunjuk (indikator) suatu perekam (recorder) atau suatu pengontrol (controller). Dalam industri kimia, banyak variabel proses yang perlu diukur ataupun dikontrol, baik secara manual maupun secara automatic.

Pada proses manual dipakai instrumentasi yang hanya berfungsi sebagai petunjuk atau pencatat saja. Tujuan adanya pemasangan instrumentasi ini adalah sebagai berikut :

- a. Untuk menjaga variabel-variabel proses pada batas operasi yang aman.
- b. Laju produksi diatur dalam batas-batas yang direncanakan.
- c. Kualitas produksi lebih terjamin
- d. Mempermudah pengoperasian suatu alat
- e. Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui aliran alarm.
- f. Efisiensi kerja akan meningkat

Penggunaan instrumentasi pada peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri.

Variabel-variabel proses yang umumnya dikontrol atau diukur oleh suatu alat instrumentasi adalah sebagai berikut :

1. Variabel utama yang terdiri dari suhu, tekanan, laju alir, dan level cairan
2. Variabel tambahan yang terdiri dari density, viscosity, pH dan lainnya.

Alat-alat instrumentasi yang umum dipakai dalam suatu industri adalah :

1. Instrumen Pengatur Temperatur

- a. Temperature Indicator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung temperatur operasi alat-alat produksi.

- b. Temperature Controller (TC)

Fungsi : untuk mengatur, mengontrol, dan mengendalikan temperatur operasi.

- c. Temperature Indicator Control (TIC)

Fungsi : untuk mencatat sekaligus mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.

2. Instrumen Pengatur Tekanan

- a. Pressure Indicator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung tekanan pada setiap saat dari alat-alat produksi.

b. Pressure Indicator Control (PIC)

Fungsi : untuk menunjukkan dan mengontrol tekanan dalam operasi secara kontinu sehingga sesuai dengan keadaan yang diharapkan.

3. Instrumen Pengukur Aliran

a. Flow Control (FC)

Fungsi : untuk mencatat besarnya aliran secara kontinu.

b. Flow Recorder Controller (FRC)

Fungsi : untuk mencatat dan mengendalikan aliran secara kontinu.

4. Instrumen Pengukuran Tinggi Permukaan Liquid

a. Level Controller (LC)

Fungsi : untuk mengontrol ketinggian permukaan liquid dalam suatu alat/ tangki.

b. Indicator Controller (LIC)

Fungsi : untuk mencatat dan mengendalikan tinggi permukaan liquid dalam suatu alat proses / tangki.

c. Level Indicator (LI)

Fungsi : untuk mengetahui tinggi permukaan secara kontinu.

7.1. Keselamatan Kerja

Dalam suatu industri kimia, keselamatan kerja sangat diperhatikan dan dilaksanakan secara baik dan sepenuhnya, maka implikasinya pada keselamatan para pekerja, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan aman dan tentram, menjaga keselamatan peralatan, sehingga tentunya akan meningkatkan efisiensi dan produktivitas kerja.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi dalam suatu pabrik disebabkan oleh kecelakaan mesin - mesin atau peralatan pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran, kelalaian para pekerja, dan lain-lain.

Usaha - usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya - bahaya yang timbul dalam pabrik diantaranya sebagai berikut :

1. Bangunan pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit pengolahan atau proses haruslah cukup luas sehingga dapat menghindari adanya bahaya yang disebabkan oleh bahaya kebakaran, gempa, dan bahaya alam lainnya. Hal ini perlu adanya pemasangan alat pengaman seperti penangkal petir dan alat pengaman lainnya.

2. Ventilasi

Pada ruangan proses maupun lainnya, pertukaran udara haruslah berjalan secara baik dengan memasang ventilasi yang cukup sehingga memberikan kesegaran pada para karyawan serta menghindari gangguan pernapasan.

3. Listrik

Pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman pemutus arus bila sewaktu – waktu terjadi pemutusan arus akibat arus pendek atau distribusi beban yang melebihi ambang batas sehingga menyebabkan kebakaran terutama kebakaran yang berdekatan dengan peralatan yang bekerja pada suhu tinggi harus diisolasi. Penerangan dalam ruangan juga harus mencukupi untuk pekerja terutama pada malam hari.

4. Perpipaan

Jalur pipa sebaiknya diletakkan diatas tanah, karena pemasangan dan perbaikannya lebih mudah. Disamping itu bebas dari korosi karena kelembaban tanah. Perpipaan yang terkubur sulit terpelihara dan menimbulkan bahaya apabila terjadi kebocoran yang tidak mudah terdeteksi.

5. Tangki

Ledakan yang timbul akibat salah perencanaan akan mengakibatkan bahaya yang sangat fatal. Cara pencegahan : menyeleksi tebal plate, pabrikasi yang menyangkut bahan konstruksi, sambungan las dan sebagainya. Untuk tangki bertekanan tinggi digunakan safety valve.

6. Karyawan

Para karyawan terutama operator harus diberi pengarahan sebelum melaksanakan tugasnya demi keselamatan kerja sendiri, karena kelalaian pekerja dapat mengakibatkan hal yang sangat fatal. Selain itu

harus disediakan pengaman seperti masker, sarung tangan, helm pengaman, pakaian dan sepatu kerja.

7. Alat – alat mekanik (alat bergerak)

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada jarak yang cukup aman dari peralatan lainnya atau tertutup agar lebih mudah penanganan dan perbaikannya serta menjaga keselamatan dan keamanan para pekerja.

8. Pengoperasian boiler

Dalam pengoperasian boiler, perlu diperhatikan beberapa hal misalnya menjaga batas – batas tekanan steam maksimal yang dapat dioperasikan sehingga tidak menimbulkan ledakan, bahan bakar boiler juga rentan terhadap bahaya kebakaran sehingga perlu adanya larangan merokok. Tekanan kerja boiler diamankan dengan menggunakan safety valve, serta alat pengaman yang lainpun harus disediakan.

BAB IX
KASIH DAN TATA LETAK PABRIK



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang penting bagi suatu perusahaan, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan. Lokasi pabrik tanin ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2011 di Kabupaten Luwu.

Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik yang menguntungkan sebagai berikut :

1. Faktor utama

a. Bahan baku

Tersedianya bahan baku merupakan faktor utama dalam menentukan lokasi pabrik. Ditinjau dari hal ini maka pabrik didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diketahui tentang bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas bahan baku dan berapa lama sumber bahan baku itu dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang sesuai dengan persyaratan dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku yang pengangkutannya sampai ke pabrik.

b. Daerah pemasaran

Merupakan salah satu faktor yang penting dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan besarnya keuntungan industri itu. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produk akan dipasarkan
- Kebutuhan akan produk pada saat sekarang dan yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran.

c. Unit utilitas

Utilitas suatu pabrik terdiri dari :

- Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut air diambil dari dua macam sumber yaitu :

- a. Air dari sungai
- b. Air dari PDAM

Bila dibutuhkan dalam jumlah yang besar, maka pengambilan air dari sumber air langsung lebih ekonomis.

Untuk itu perlu diperhatikan hal-hal berikut

- Jarak sumber air dan jarak pengangkutan ke lokasi pabrik
 - Kualitas sumber air yang tersedia
 - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
 - Kapasitas sumber air
- Pembangkit listrik (Power plant)

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan pemilihan lokasi pabrik maka perlu diperhatikan adalah :

- Kemungkinan pengadaan pembangkit listrik di lokasi pabrik atau diperoleh dari PLN
- Harga dan kebutuhan bahan bakar
- Mudah tidaknya mendapatkan bahan bakar
- Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa mendatang.

d. Karakteristik lokasi pabrik

Untuk menentukan karakteristik lokasi pabrik, maka hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Apakah merupakan lokasi bebas sawah, rawa-rawa, bukit dan sebagainya.
- Harga tanah, struktur tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan dan pengaruh air.
- Penyediaan fasilitas tanah untuk perluasan dan pengembangan unit baru

e. Tenaga kerja

Sebelum ditentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja sangat perlu, agar tidak menghambat kelancaran perkembangan perusahaan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Rekrutmen tenaga kerja yang trampil dan profesional baik dari luar maupun disekitar daerah pabrik.
- Tingkat penghasilan daerah tersebut
- Harus mengetahui hukum perburuhan dan serikat buruh.
- Bagaimana jarak pabrik dengan perumahan-perumahan tenaga kerja.

f. Undang-undang dan peraturan daerah

Undang-undang yang perlu diperhatikan adalah :

- Bagaimana ketentuan-ketentuan mengenai izin usaha atau mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalan umum di daerah industri tersebut.

g. Faktor sosial masyarakat

Faktor sosial yang perlu diperhatikan adalah :

- Adat istiadat atau kebudayaan daerah setempat
- Fasilitas perumahan, sekolah, tempat ibadah, fasilitas rekreasi dan kesehatan.

h. Perpajakan dan asuransi

Menyangkut pajak perusahaan dan jaminan sosial terhadap semua karyawan

2. Faktor khusus

A. Transportasi

Penentuan lokasi yang tepat, banyak faktor yang mempengaruhi sehingga perlu diperhatikan faktor transportasi tersebut, baik untuk bahan bakar maupun produk yang dihasilkan. Hal-hal ini ditinjau dari fasilitas yang ada :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh truk dengan jarak terpendek
- Sungai atau laut yang dapat dilalui kapal pengangkutan serta pelabuhan.

B. Waste disposal (pembuangan limbah)

Bila pembuangan limbah pabrik berbahaya bagi kesehatan dan kehidupan di sekitar lokasi pabrik, maka hal yang perlu diperhatikan adalah :

9.2. Tata Letak Pabrik

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan plant lay out dari pabrik tanin adalah sebagai berikut :

- a. Distribusi kebutuhan air dan steam secara ekonomis.
- b. Kemungkinan perluasan masa depan.
- c. Kemungkinan bahaya – bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya asap / gas dan lain – lainnya
- d. Adanya ruang kosong untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang – barang
- e. Masalah distribusi zat – zat buangan pabrik (waste disposal)
- f. Pondasi untuk bangunan dan peralatan mesin

- g. Bentuk kerangka bangunan, tembok dan atap.
- h. Penerangan ruangan.
- i. Ventilasi

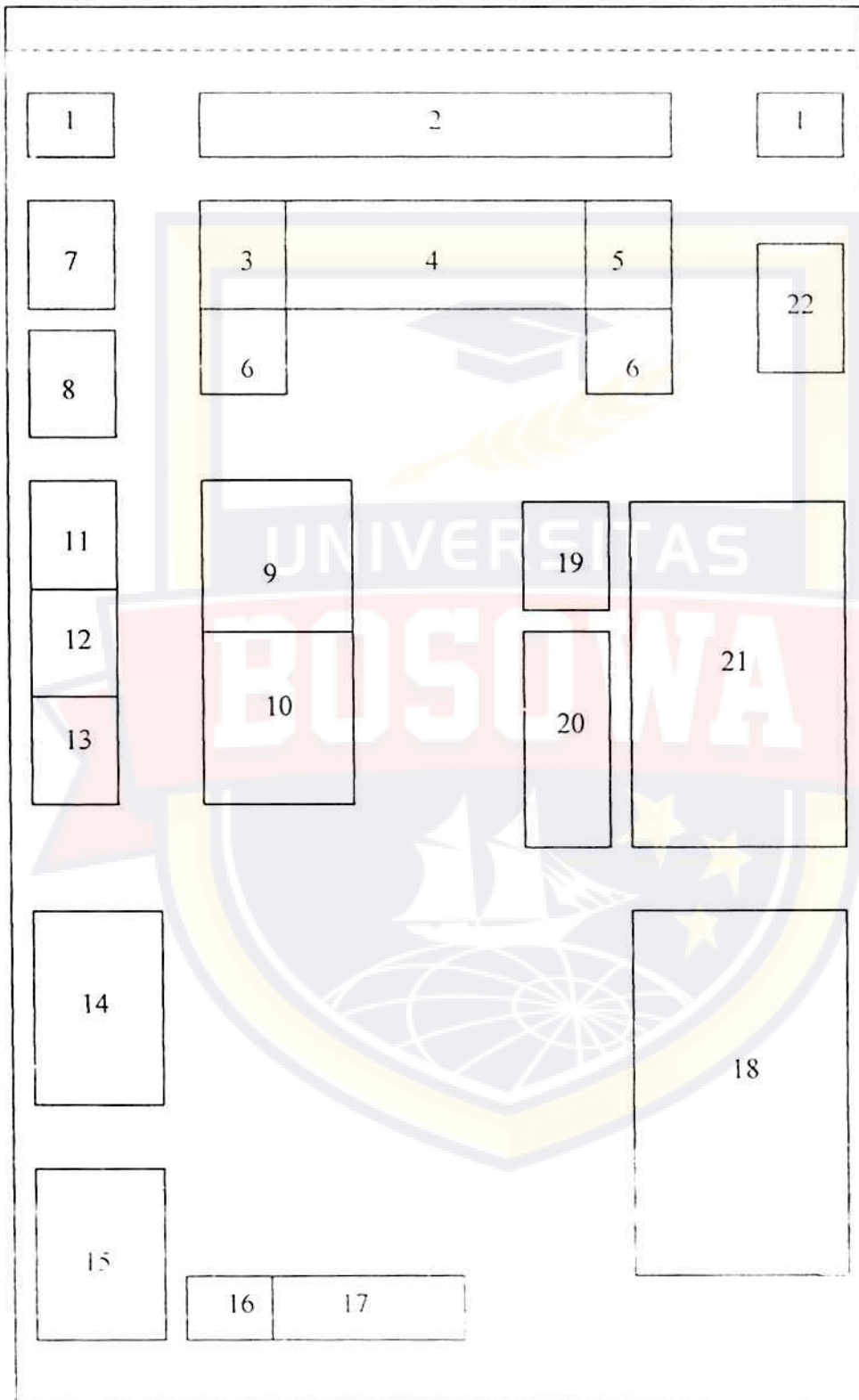
Dalam pengaturan peralatan (equipment lay out), beberapa faktor yang perlu diperhatikan adalah :

- a. Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- b. Diusahakan agar setiap peralatan tersusun berurutan menurut fungsinya masing – masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasiannya.
- c. Walaupun pada ruangan penuh dengan peralatan, harus diusahakan agar menimbulkan suasana kerja yang bebas dan bergairah.
- d. Harus diperhatikan letak peralatan, agar keselamatan operator terjamin.

Tabel 9.1. Luas Bangunan Lokasi Pabrik Tanin

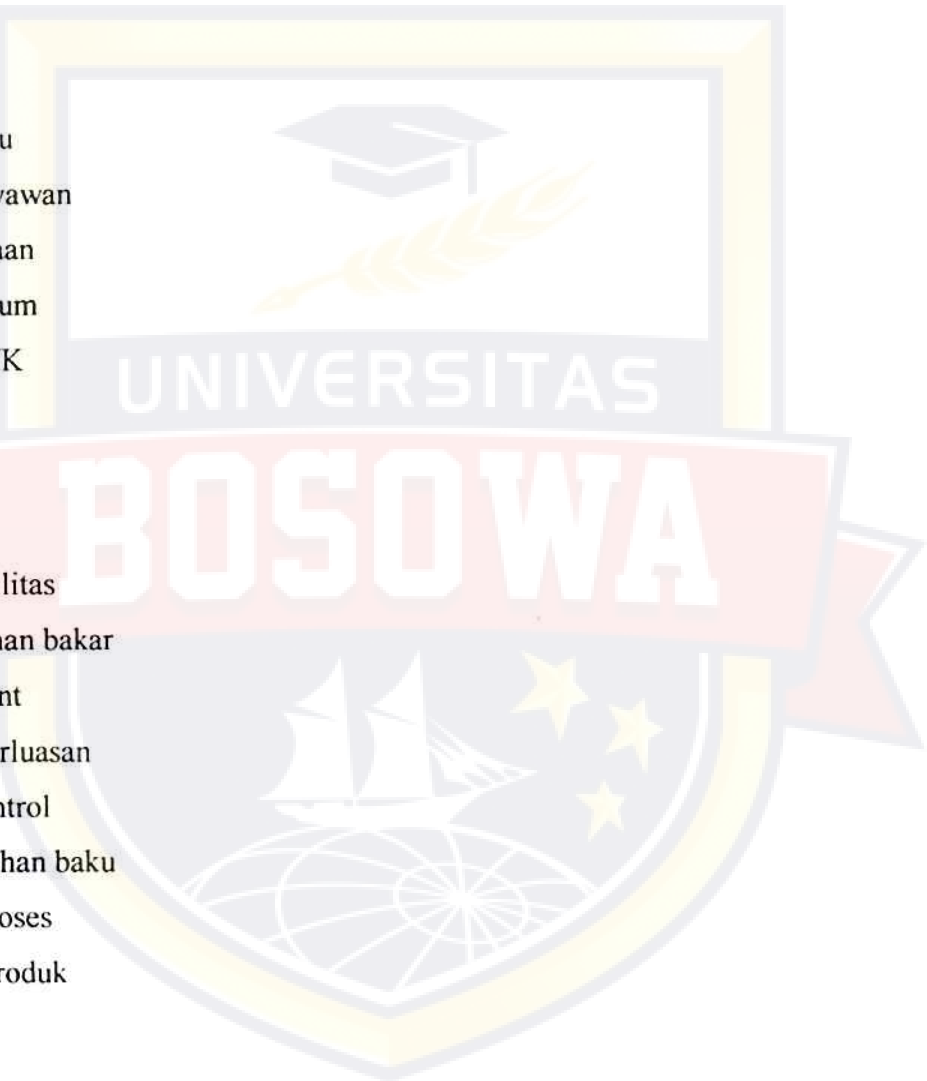
| No | Ruangan / tempat | Ukuran (m) | Luas (m ²) |
|-----|---------------------------|-------------|------------------------|
| 1. | Pos keamanan | 6 x 4 | 26 |
| 2. | Jalan dan taman | 3 x 4 | 800 |
| 3. | Parkir truk angkutan | 20 x 15 | 300 |
| 4. | Parkir karyawan dan tamu | 30 x 10 | 300 |
| 5. | Kantor | 25 x 20 | 500 |
| 6. | Perpustakaan | 6 x 5 | 30 |
| 7. | Ruang PMK | 3 x 2 | 6 |
| 8. | Toilet | 2 x (5 x 3) | 30 |
| 9. | Mushollah | 12 x 12 | 50 |
| 10. | Kantin | 10 x 5 | 144 |
| 11. | Poliklinik | 6 x 5 | 30 |
| 12. | Gedung | 10 x 10 | 100 |
| 13. | Daerah proses | 50 x 50 | 2.500 |
| 14. | Laboratorium | 8 x 8 | 64 |
| 15. | Workshop | 12 x 10 | 120 |
| 16. | Daerah bahan baku | 50 x 10 | 500 |
| 17. | Daerah produk dan packing | 25 x 10 | 250 |
| 18. | Daerah utilitas | 30 x 10 | 300 |
| 19. | Halaman pabrik | 50 x 30 | 1.500 |
| 20. | Daerah perluasan | 20 x 30 | 600 |
| 21. | Ruang control | 10 x 6 | 60 |
| | Total | 125 x 60 | 7.500 |

Gambar 9.1 Lay out Bangunan Pabrik

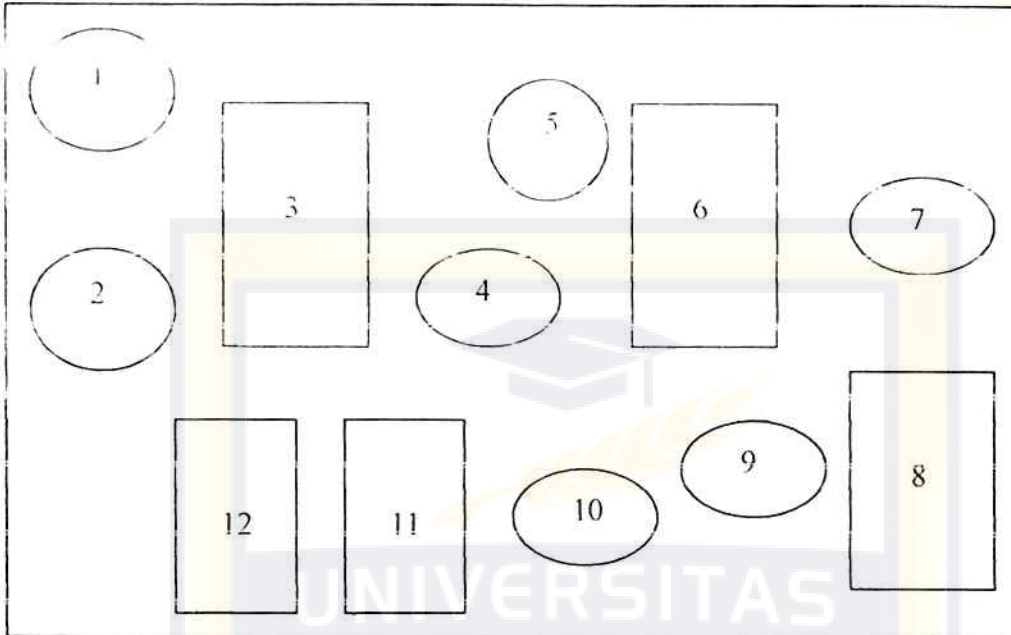


Keterangan :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Aula
4. Kantor
5. Poliklinik
6. Toilet
7. Parkir tamu
8. Parkir karyawan
9. Perpustakaan
10. Laboratorium
11. Ruang PMK
12. Musholla
13. Kantin
14. Bengkel
15. Daerah utilitas
16. Ruang bahan bakar
17. Power plant
18. Daerah perluasan
19. Ruang control
20. Daerah bahan baku
21. Daerah proses
22. Gudang produk



Gambar 9.2. Lay out Peralatan Pabrik

**Keterangan :**

1. Ball mill buah pinang
2. Tangki etanol
3. Ekstraktor
4. Cooler -01
5. Rotary drum vakum filter
6. Menara distilasi
7. Cooler -02
8. Tangki pencucian
9. Dekanter
10. Sentrifuge
11. Kristaliser
12. Blending silo

BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN



Bahaudin.T
&
Sahrul Hi Daud

BAB X**ORGANISASI PERUSAHAAN**

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (P.T)

Kapasitas : 15.000 Ton/Tahun

Bentuk Organisasi : Garis dan Staff

10.1. Pendahuluan

Bagi suatu perusahaan atau bentuk – bentuk organisasi lainnya, proses pengorganisasian (Organizing Process) merupakan upaya menentukan pekerjaan yang harus dilakukan untuk mencapai tujuan organisasi, pembagian secara tepat diantara pegawai perusahaan dan penetapan mekanisme untuk mengkoordinasikan aktivitas perusahaan.

Salah satu hasil dari proses adalah struktur organisasi yang secara fisik struktur organisasi yang dinyatakan dalam bentuk gambaran grafik atau bagan yang memperlihatkan hubungan unit – unit organisasi dan garis – garis wewenang yang ada.

Organisasi garis (hirarki) yang dipelopori oleh H. Fayol merupakan organisasi tertua. Ciri khas struktur organisasi ini adalah pelaksanaan perintah berjalan secara vertikal mengikuti garis instruksi dari atas ke bawah. Dalam hal ini, setiap perintah disalurkan melalui garis yang secara keseluruhan membentuk garis fungsionaris.

Pada kenyataannya, pengaturan yang demikian memang amat memadai dalam penyusunan jenjang kegiatan organisasi dan olehnya itu sering menjadi dasar indikator dalam manajemen organisasi.

Susunan hirarki kekuasaan ini akan menimbulkan masalah delegasi serta pengaturan yang berkaitan dengan tugas, wewenang, dan tanggung jawab. Delegasi adalah pelimpahan wewenang (tugas) dan tanggung jawab kepada individu – individu yang ada di bawahnya. Wewenang adalah hak atau kekuasaan untuk melaksanakan suatu tugas tertentu yang diperoleh baik secara hukum, kekuasaan, pengetahuan dalam suatu wewenang atau pengalaman. Pada batas – batas tertentu dalam suatu wewenang terkandung kesempatan untuk mengembangkan inisiatif atau dengan kata lain individu dapat mengambil satu tugas yang akan dilaksanakan. Pertanggungjawaban berarti dapat diminta pertanggungjawaban atau dapat memberikan laporan atau pembenaran diri atas tugas atau misi yang telah diembannya atau dilaksanakannya.

Organisasi garis memiliki kelebihan dan kekurangan antara lain :

1. Kelebihan

- a. Strukturnya sederhana, jelas dan mudah terlihat secara menyeluruh.
- b. Hirarki kekuasaannya jelas serta lebih terpusatnya pengawasan pelaksanaan tugas.
- c. Adanya kejelasan Laporan Pertanggungjawaban (Progress report) terhadap pelaksanaan tugas.
- d. Puncak pimpinan (Leadership) selalu akan memperoleh pengalaman dan pengetahuan yang menyeluruh terhadap orang yang dipimpinya.

2. Kekurangan

Bagi pelaksanaan operasional, perbedaan antara perintah dan saran tidak terlalu jelas. Maksudnya dalam melaksanakan tugas – tugas operasional. Organisasi garis diperhadapkan pada dua macam atasan, yaitu atasan yang terdapat dalam jalur komando yang mempunyai hak memerintah dan sebagai pimpinan staff yang meskipun hanya berhak memberikan saran namun perlu ditaati karena sarannya didasari atas keahlian dan wewenang fungsional.

Saran serta nasehat staff mungkin kurang atau sulit dilaksanakan karena kurang adanya tanggung jawab terhadap pekerjaan. Pejabat garis cenderung untuk mengabaikan gagasan dari staff sehingga gagasan tersebut dapat tidak berguna. Timbulnya kekacauan bila tugas – tugas tidak dirumuskan dengan jelas. Dalam organisasi ini ada dua kelompok yang berpengaruh dalam melaksanakan tujuan yang digambarkan dengan garis yaitu :

- a. Orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka pencapaian tujuan yang digambarkan dengan garis.
- b. Orang yang melakukan tugasnya berdasarkan keahlian yang dimilikinya orang ini berfungsi untuk memberikan saran – saran kepada unit operasional. Orang – orang tersebut disebut staff

Oleh karena perusahaan tersebut berbentuk Perseroan Terbatas (PT), maka pelaksanaan pekerjaan sehari – hari para persero diwakili oleh Dewan Komosaris yang dalam pelaksanaannya dilakukan oleh direksi

10.2. Uraian Umum

1. Bentuk Perusahaan

Dasar – dasar pertimbangan pemilihan bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah :

- a. Modal : selain melakukan kredit dari bank, dapat juga diperoleh dari penjualan saham.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditanggung oleh pimpinan perusahaan.
- c. Kehidupan Perseroan Terbatas lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

3. Struktur Organisasi

Pimpinan pabrik dipegang oleh Direktur Utama yang bertanggung jawab langsung terhadap Dewan Komisaris. Anggota dewan ini merupakan wakil dari pemegang saham yang terbentuk dari hasil yang diadakan sekali dalam setahun.

Direktur utama dibantu oleh tiga orang direktur yang membawahi direktur pemasaran, bidang produksi dan yang lain membawahi administrasi dan keuangan.

Alasan pemakaian sistem diatas adalah :

- a. Hanya ada satu pimpinan.
- b. Meminimalisasi kesalahan prosedur dalam menjalankan tugas atau menerima perintah.

- c. Terdapat kesatuan dalam pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih terjamin.
- d. Kepala bagian merupakan tenaga ahli di dalam bidangnya masing – masing.

10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

1. Pemegang Saham

Adanya beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka adalah pemilik perusahaan dan paling sedikit dalam satu tahun. Pemegang saham bertanggung jawab dalam mengesahkan nilai – nilai saham, melakukan perhitungan neraca laba dan rugi tahunan. Pemegang saham juga dapat memilih dan menentukan dewan komisaris sebagai wakil mereka.

A. Dewan Komisaris

Keanggotaannya diangkat dan dipilih oleh keputusan rapat anggota persero dan masa kerjanya selama dua tahun atau yang ditentukan dalam perjanjian.

Dewan komisaris terdiri dari :

1. Wakil persero atau pemegang saham
2. Wakil eksekutif atau karyawan
3. Wakil ahli dari luar misalnya : bank, pejabat dan lain – lain

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- a. Menentukan dan memutuskan siapa yang berhak menjabat sebagai Direktur Utama atau menghentikan serta menetapkan kebijakan perusahaan.
- b. Menyetujui dan menolak rencana kerja yang diajukan direksi.
- c. Mengadakan pengawasan atau evaluasi tentang hasil kerja yang diperoleh perusahaan.
- d. Memberikan nasehat kepada direktur utama bila direktur utama ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.
- e. Mengadakan pertemuan atau rapat berkala.

B. Dewan Direksi

1. Direktur Utama

Merupakan pimpinan tertinggi perusahaan dan bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris

Tugas dan wewenang :

- a. Menetapkan kebijakan, peraturan, dan tata tertib perusahaan.
 - b. Menyetor dan mengawasi keuangan perusahaan.
 - c. Mengangkat dan memberhentikan karyawan.
2. Staf Ahli

Merupakan tenaga ahli yang bertujuan untuk membantu Direktur Utama dalam menjalankan tugasnya yang berhubungan dengan teknik dan administrasi. Staf ahli bertanggungjawab kepada Direktur utama sesuai dengan

bidang keahliannya masing – masing. Staf ahli ini dapat direkrut sesuai atau tergantung perusahaan apakah perlu adanya staf ahli.

Tugas dan wewenang staf ahli adalah :

- a. Memberikan nasihat atau saran dalam perencanaan, dan pengembangan perusahaan.
 - b. Mengadakan evaluasi di bidang teknik, ekonomi dalam perusahaan tersebut.
 - c. Memberikan saran – saran di bidang hukum.
3. Direktur Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada Direktur utama tentang penelitian dan pengembangan, sehingga perusahaan secara kontinyu mempunyai prospek yang baik dalam hal pengembangan perusahaan.

Penelitian dan pengembangan terdiri dari tenaga ahli yang bertanggung jawab kepada Direktur penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenang Direktur penelitian dan pengembangan :

- a. Mempertinggi mutu produk
- b. Memperbaiki proses yang terdapat dalam pabrik atau perencanaan alat untuk pengembangan produksi
- c. Mengadakan penelitian baik mutu bahan baku maupun mutu produk serta pemasaran produk demi peningkatan efisiensi kerja

4. Direktur Teknik dan Produksi

Bertanggung jawab terhadap Direktur utama dalam hal :

- a. Mutu produksi.
- b. Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi.
- c. Perencanaan pemasaran.

5. Direktur Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab terhadap Direktur utama dalam hal :

- a. Biaya – biaya perusahaan.
- b. Untung rugi perusahaan.
- c. Administrasi pemasaran.

6. Kepala Bagian

Tugas dan tanggung jawab kepala bagian adalah :

- a. Membantu Direktur utama dalam pelaksanaan, perencanaan pabrik pada bagian masing – masing.
- b. Memberikan pengarahan dan pengawasan terhadap seksi – seksi yang dibawahinya.
- c. Menyusun laporan dari hasil yang telah dicapai oleh masing – masing bagian.

7. Kepala Bagian Teknik dan Produksi

Bertugas mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan, teknik, proses dan utilitas, mengawasi dan mengkoordinasi kepala seksi yang dibawahinya serta bertanggung jawab atas mutu produksi dan kelancaran proses.

8. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab atas pemasaran hasil – hasil produksi, baik hasil produksi utama maupun hasil samping (by product).

9. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab atas pengadaan bahan dan alat yang dibutuhkan serta pemasaran.

10. Kepala Seksi Personalia

Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain : penerimaan dan pemberhentian karyawan, penempatan karyawan, dan kesejahteraan karyawan.

11. Kepala Seksi Keamanan

Bertugas menjaga keamanan di lingkungan pabrik dan mengawasi keluar masuknya orang – orang selain karyawan perusahaan.

12. Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan

Bertugas mengawasi dan melaksanakan tindakan – tindakan yang berhubungan dengan keselamatan kerja serta memberikan pelayanan kesehatan bagi karyawan perusahaan.

13. Kepala Seksi Bahan Baku

Bertugas melaksanakan pembelian bahan baku dan pengadaan bahan baku demi kelancaran proses produksi

14. Kepala Seksi Administrasi

Bertugas melaksanakan administrasi persediaan perusahaan / kantor.

15. Kepala Seksi Keuangan

Bertugas melaksanakan pencatatan tentang keuangan perusahaan yang meliputi : pencatatan utang piutang, pembukuan serta masalah perpajakan, dan neraca keuangan.

16. Kepala Seksi Gudang

Bertugas mengawasi dan melaksanakan distribusi bahan dan alat baik yang keluar maupun yang masuk ke gudang.

17. Kepala Seksi Penjualan/Pemasaran

Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan pemasaran hasil – hasil produksi.

BAB XI ANALISA EKONOMI



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi suatu pabrik tanin adalah sebagai berikut:

1. Laju pengembalian modal / Return On Investment (ROI)
2. Waktu Pengembalian Modal / Pay Out Time (POT)
3. Titik Impas / Break Event Point (BEP)
4. Beban Diskon / Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor tersebut diatas, perlu diadakan penaksiran / perhitungan beberapa hal tentang investasi dalam sebuah perusahaan guna mengetahui kelayakan sebuah perusahaan/ pabrik adalah:

11.1. Total Capital Investment (TCI)

Total Capital Investment yaitu modal yang digunakan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. Total Capital Investment terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment yaitu modal yang diperlukan suatu pabrik untuk mendirikan pabrik sehingga dapat beroperasi yang terdiri dari:

a. Direct Cost (Biaya Langsung)

Pembelian alat, instrumentasi, pemasangan peripaan, biaya listrik terpasang, asuransi, service fasilitas dan yard improvement.

b. Indirect Cost (Biaya tak Langsung)

Indirect cost terdiri atas teknik dan supervisi, serta konstruksi.

11.2. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk menjalankan sebuah pabrik yang berhubungan dengan laju produksi atau modal. Modal tersebut dikeluarkan setelah pabrik beroperasi yaitu untuk pembiayaan pabrik pada masa awal produksi (*start up*) atau yang berhubungan dengan laju produksi yaitu:

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji, pajak
- e. Uang tunai dalam waktu tertentu

Sehingga persamaan : $TCI = FCI + WCI$

11.3. Total Cost Production (Total Biaya Produksi)

Total biaya produksi yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi:

a. Manufacturing Cost (Biaya Pembuatan)

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan yang berhubungan langsung dengan proses produksi. Biaya tersebut terdiri atas:

▪ Direct Production Cost (Biaya Produksi Langsung)

Direct production cost adalah biaya yang langsung membentuk hasil produksi. Yang termasuk direct cost adalah biaya transportasi, bahan baku, upah buruh, biaya supervisi langsung, perawatan dan perbaikan, power plant, utilitas dan royalty.

▪ Fixed Changes (Biaya Tetap)

Fixed changes adalah pengeluaran biaya yang tetap konstan dari tahun ke tahun selama tidak ada perubahan akan laju produksi. Biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, bunga bank.

▪ Plant Overhead Cost (Biaya Overhead Produksi)

Plant overhead cost adalah pengeluaran biaya yang meliputi kesejahteraan, pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan perawatan pabrik secara umum, keamanan sosial, asuransi jiwa, pengepakan, fasilitas rekreasi, laboratorium dan fasilitas penyimpanan.

b. General Expense (Biaya Umum)

General expense adalah biaya-biaya umum yang meliputi biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, penelitian dan pengembangan, dan biaya tak terduga.

Adapun penggolongan biaya-biaya produksi terdiri dari:

1. Variabel Cost (Ongkos Variabel)

Ongkos variabel adalah segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi:

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan

2. Semi Variabel Cost (Ongkos Semi Variabel)

Ongkos semi variabel yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi:

- Upah karyawan
- Plant overhead
- Repair and Maintenance (perbaikan dan perawatan)
- Laboratorium
- Operating supplied
- General expense

3. Fixed Cost (Biaya tetap)

- Depresiasi.
- Asuransi
- Pajak dan bunga bank.

11.4. Analisis Profitability (analisis secara garis lurus)

Dalam analisis ini digunakan beberapa asumsi yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas masing-masing:

- Tahun pertama = 75 %
- Tahun kedua = 85 %
- Tahun ketiga sampai dengan tahun ke-10 = 100 %

Pendapatan pajak sebesar 35 % dari laba kotor dan bunga bank 20 %

Break Exent Point:

Break event point atau titik impas adalah kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas yaitu dengan cara membuat kurva cost dengan % kapasitas. Dari lampiran D BEP didapat sebesar 45,97%

Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return didefinisikan sebagai beban discount yang mampu ditanggung oleh perusahaan sedemikian rupa sehingga cumulative present value hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanam.

Rate of Investment (Laju Pengembalian Modal)

Rate of investment adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahunnya terhadap total investasi. Dari perhitungan Lampiran D didapat laju pengembalian modal (ROI) sebelum pajak dan sesudah pajak masing-masing sebesar 65,59 % dan 42,63 % dengan

BAB XII

KESIMPULAN

Kelayakan pabrik tanin dipengaruhi oleh dua hal yaitu :

I. Pertimbangan Teknis

- Proses yang digunakan dalam prarancangan pabrik tanin adalah proses ekstraksi, dimana proses tersebut dapat menghasilkan tanin dengan jumlah yang lebih besar.
- Lokasi pabrik yang didirikan adalah masih relatif dekat dengan daerah sumber bahan baku
- Adanya sumber air yaitu air sungai yang cukup terdsedia dan dekat dengan lokasi pabrik, sehingga kebutuhan air dapat terpenuhi dengan mudah dan murah.
- Daerah pemasaran yang mudah, karena merupakan jalur transförtasi yang lancar.
- Bentuk organisasi perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Sistem struktur ini sangat baik karena pemimpin lebih bebas memberikan saran konstruktif terhadap suatu tugas khusus, staf dapat meningkatkan efisiensi kerja terhadap perusahaan sehingga menciptakan sistem koordinasi antar pimpinan dengan karyawan lebih terarah.
- Selain aspek bahan baku, pemasaran dan utilitas, tenaga kerja merupakan aspek penting lain yang sangat berpengaruh positif kepada perluasan kesempatan kerja pada daerah setempat.

2. Pertimbangan Ekonomi

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka:

- Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 59.357.766.781
- Total Capital Investment (TCI) = Rp. 69.832.666.801
- Pay Out Time (POT) sebelum dan sesudah pajak masing-masing 4,32 dan 3,19 tahun .
- Rate of Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 65,59 dan 42,63 %
- Break Event Point (BEP) sebesar 45,97%

Dari hasil analisis tersebut maka dapat ditetapkan bahwa prarancangan pabrik tanin dinyatakan layak dilanjutkan ketahap perancangan.



waktu pengembalian modal (POT) sebelum dan sesudah pajak masing-masing 4,3 tahun dan 3,19 tahun.

Cash Flow

Pembuatan cash flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai seberapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam.



BAB XII

KESIMPULAN

Kelayakan pabrik tanin dipengaruhi oleh dua hal yaitu :

1. Pertimbangan Teknis

- Proses yang digunakan dalam prarancangan pabrik tanin adalah proses ekstraksi, dimana proses tersebut dapat menghasilkan tanin dengan jumlah yang lebih besar.
- Lokasi pabrik yang didirikan adalah masih relatif dekat dengan daerah sumber bahan baku
- Adanya sumber air yaitu air sungai yang cukup terdsedia dan dekat dengan lokasi pabrik, sehingga kebutuhan air dapat terpenuhi dengan mudah dan murah.
- Daerah pemasaran yang mudah, karena merupakan jalur transfortasi yang lancar.
- Bentuk organisasi perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Sistem struktur ini sangat baik karena pemimpin lebih bebas memberikan saran konstruktif terhadap suatu tugas khusus, staf dapat meningkatkan efisiensi kerja terhadap perusahaan sehingga menciptakan sistem koordinasi antar pimpinan dengan karyawan lebih terarah.
- Selain aspek bahan baku, pemasaran dan utilitas, tenaga kerja merupakan aspek penting lain yang sangat berpengaruh positif kepada perluasan kesempatan kerja pada daerah setempat.

2. Pertimbangan Ekonomi

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka:

- Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 59.357.766.781
- Total Capital Investment (TCI) = Rp. 69.832.666.801
- Pay Out Time (POT) sebelum dan sesudah pajak masing-masing 4,32 dan 3,19 tahun .
- Rate of Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 65,59 dan 42,63 %
- Break Event Point (BEP) sebesar 45,97%

Dari hasil analisis tersebut maka dapat ditetapkan bahwa prarancangan pabrik tanin dinyatakan layak dilanjutkan ketahap perancangan.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA



Bahaudin.T
&
Sahrul Hi Daud

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 15.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 1.900,0000 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

$$\text{Basis perhitungan} = 100 \text{ kg/jam}$$

Komposisi bahan baku buah pinang :

$$\text{Tanin} = 42\% \times 100 \text{ kg/jam} = 42 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Lemak} = 17\% \times 100 \text{ kg/jam} = 17 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 10\% \times 100 \text{ kg/jam} = 10 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Impuritis} = 31\% \times 100 \text{ kg/jam} = 31 \text{ kg/jam}$$

1. Neraca Massa Tangki Ekstraktor

$$\text{Berat tanin yang diekstrak} = 0,98 \times 42 \text{ kg/jam} = 41,1600 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Berat tanin sisa} = 42 - 41,1600 \text{ kg/jam} = 0,8400 \text{ kg/jam}$$

Jumlah pelarut yang digunakan (etanol 96%)

$$\text{Pelarut} = 2 \times 100 \text{ kg/jam} = 200 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|-----------------|---------------|-----------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 42,0000 | Tanin ekstrak | 41,1600 |
| Lemak | 17,0000 | Tanin sisa | 0,8400 |
| Air | 10,0000 | Lemak | 17,0000 |
| Impuritis | 31,0000 | Air | 10,0000 |
| Etanol 96% | 200,0000 | Impuritis | 31,0000 |
| | | Etanol 96% | 200,0000 |
| Total | 300,0000 | Total | 300,0000 |

2. Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)

Massa masuk :

| | | | | | | |
|---------|---|---------------|---|-----------------|---|-----------|
| Larutan | : | Tanin ekstrak | = | 41,1600 kg/jam | = | 15,3490 % |
| | | Lemak | = | 17,0000 kg/jam | = | 6,3394 % |
| | | Air | = | 10,0000 kg/jam | = | 3,7291 % |
| | | Etanol | = | 200,0000 kg/jam | = | 74,5823 % |
| | | | | <hr/> | | |
| | | | | 268,1600 kg/jam | = | 99,9999% |

Massa keluar :

Jika jumlah larutan yang ikut bersama ampas adalah 1% ,

$$\text{maka } x = 268,1600 \times \frac{1}{100} = 2,6816 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total impuritis} &= \text{impuritis} + x \\ &= 31,8400 \text{ kg/jam} + 2,6816 \text{ kg/jam} \\ &= 34,5216 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan sisa} &= \text{Total larutan} - x \\ &= (268,1600 - 2,6816) \text{ kg/jam} \\ &= 265,4784 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Filtrat :

$$\text{Tanin} = 265,4784 \text{ kg/jam} \times \frac{15,3490}{100} = 40,7482 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Lemak} = 265,4784 \text{ kg/jam} \times \frac{6,3394}{100} = 16,8297 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 265,4784 \text{ kg/jam} \times \frac{3,7291}{100} = 9,8999 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Etanol} = 265,4784 \text{ kg/jam} \times \frac{74,5823}{100} = 197,9998 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cake keluar : Impuritis} = 34,5216 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total RDVF

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|---------------|-----------------|----------------|-----------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin ekstrak | 41,1600 | Filtrat | |
| Lemak | 17,0000 | Tanin | 40,7482 |
| Air | 10,0000 | Lemak | 16,8297 |
| Impuritis | 31,8400 | Air | 9,8999 |
| Etanol 96% | 200,0000 | Etanol 96% | 197,9998 |
| | | Cake | |
| | | Impuritis | 34,5216 |
| Total | 300,0000 | Total | 300,0000 |

Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen masuk :

Tanin = 40,7482 kg/jam

Lemak = 16,8297 kg/jam

Air = 9,8999 kg/jam

Etanol = 197,9998 kg/jam

265,4777 kg/jam

Feed yang masuk ke kolom distilasi keluar dengan komposisi sebagai berikut :

Produk atas = 95,238%

Produk bawah = 4,76 %

Fraksi mol etanol = $197,9988 \text{ kg} / 207,8997 \text{ kg} = 95,238\%$

Fraksi mol air = $1 - 95,238\% = 0,0476\%$

BM rata-rata feed = Fraksi mol etanol x BM etanol + Fraksi mol air x

BM air

= $0,95238 \times 46 \text{ kg/kgmol} + 0,0476 \times 18 \text{ kg/kgmol}$

= 42,8279 kg/kgmol

XF = $\frac{0,7458 / 46 \text{ kg/kgmol}}{0,7458 / 46 \text{ kg/kgmol} + 0,2541 / 18 \text{ kg/kgmol}} = 0,5345 \text{ mol fraksi}$

XD = $\frac{0,96 / 46 \text{ kg/kgmol}}{0,96 / 46 \text{ kg/kgmol} + 0,04 / 18 \text{ kg/kgmol}} = 0,9037 \text{ mol fraksi}$

XB = $\frac{0,04 / 46 \text{ kg/kgmol}}{0,04 / 46 \text{ kg/kgmol} + 0,96 \text{ kg/kgmol}} = 0,0160 \text{ mol fraksi}$

$$\text{Berat molekul rata-rata distilat} = \frac{1}{0,96/46 \text{ kg/kgmol} + 0,04/18 \text{ kg/kgmol}}$$

$$= 43,3054 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{Berat molekul rata-rata bottom} = \frac{1}{0,04/46 \text{ kg/kgmol} + 0,96/18 \text{ kg/kgmol}}$$

$$= 18,4499 \text{ kg/kgmol}$$

Neraca massa total

$$F = D + B \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$B = F - D \quad \dots\dots\dots (2)$$

Neraca massa komponen

$$F \cdot XF = D \cdot XD + B \cdot XB \quad \dots\dots\dots (3)$$

Sehingga persamaan (1) dimasukkan ke persamaan (3)

$$F \cdot XF = D \cdot XD + (F - D) \cdot XB$$

$$F \cdot (XF - XB) = D \cdot (XD - XB)$$

$$D = \frac{F(XF - XB)}{(XD - XB)}$$

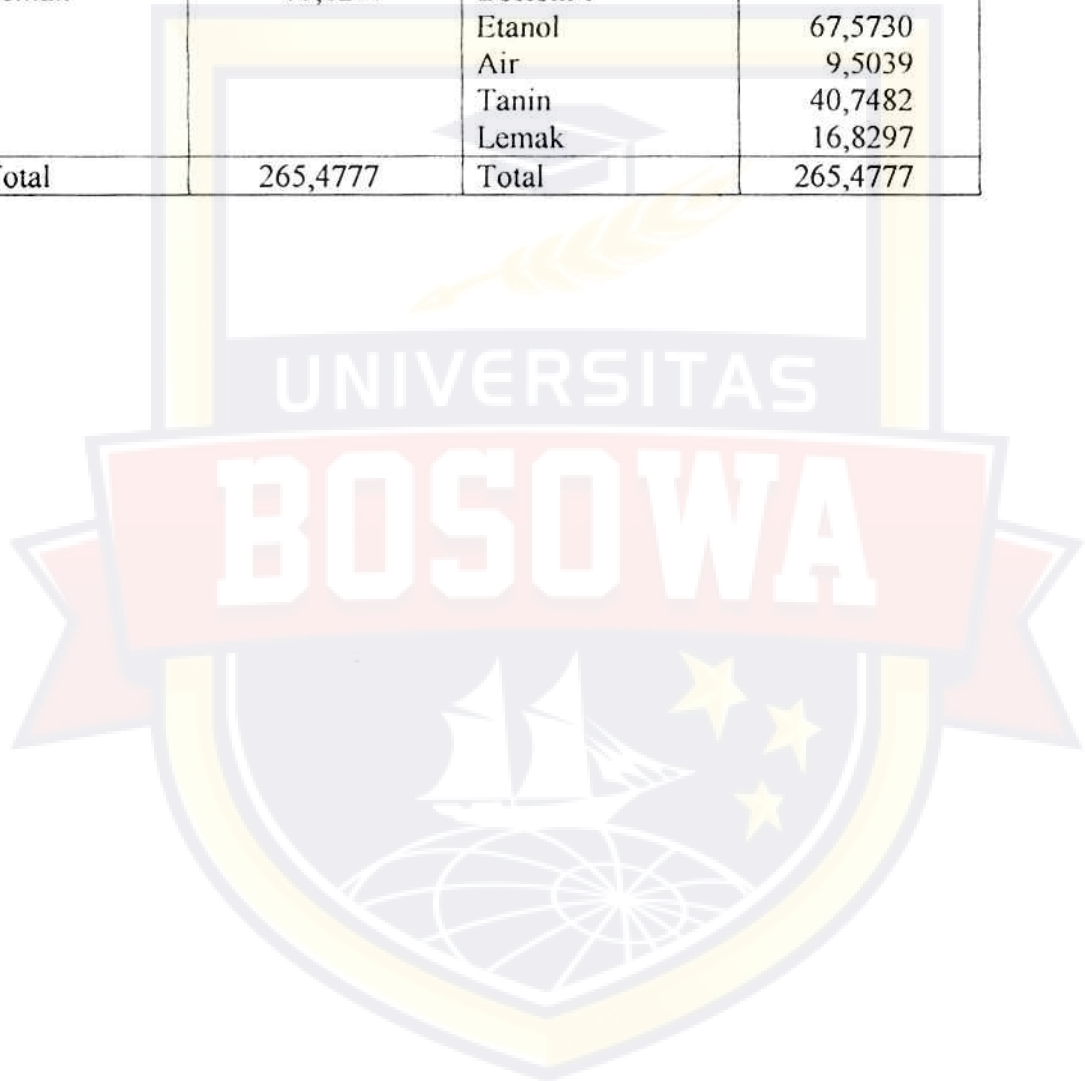
$$= 4,8543 \text{ kgmol} \cdot \left(\frac{0,5345 - 0,0160}{0,9037 - 0,0160} \right) = 2,8353 \text{ kgmol}$$

$$D = 130,4268 \text{ kg}$$

$$B = 4,8543 \text{ kgmol} - 2,8353 \text{ kgmol} = 2,019 \text{ kgmol} = 9,5039 \text{ kg}$$

Neraca Massa Total Menara Distilasi

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|-----------------|-------------------|-----------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Etanol | 197,9998 | Distilat : | |
| Air | 9,8999 | Etanol | 130,4268 |
| Tanin | 40,7482 | Air | 0,3960 |
| Lemak | 16,8297 | Bottom : | |
| | | Etanol | 67,5730 |
| | | Air | 9,5039 |
| | | Tanin | 40,7482 |
| | | Lemak | 16,8297 |
| Total | 265,4777 | Total | 265,4777 |



4. Neraca Massa Tangki Pencucian

Komponen masuk :

Tanin = 40,7482 kg/jam

Lemak = 16,8297 kg/jam

Air = 9,5039 kg/jam

67,0818 kg/jam

Pencuci yang digunakan adalah n-heksana dengan perbandingan 1:1 .

Banyaknya n-heksana = 67,0818 kg/jam.

Komponen yang keluar :

Tanin = 40,7482 kg/jam

Lemak = 16,8297 kg/jam

Air = 9,5039 kg/jam

n-heksana = 67,0818 kg/jam

Neraca Massa Total Tangki Pencucian

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|----------|--------------|----------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 40,7482 | Tanin | 40,7482 |
| Lemak | 16,8297 | Lemak | 16,8297 |
| Air | 9,5039 | Air | 9,5039 |
| n-heksana | 67,0818 | n-heksana | 67,0818 |
| Total | 134,1636 | Total | 134,1636 |

5. Neraca Massa Dekanter

Komponen yang masuk :

Tanin = 40,7482 kg/jam

Lemak = 16,8297 kg/jam

Air = 9,5039 kg/jam

n-heksana = 67,0818 kg/jam

Komponen yang keluar :

Hasil atas n-heksana = 67,0818 kg/jam

Lemak = 16,8297 kg/jam

Hasil bawah : Tanin = 40,7482 kg/jam

Air = 9,5039 kg/jam

Neraca Massa Total Dekanter

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|----------|------------------------|----------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 40,7482 | Hasil atas : n-Heksana | 67,0818 |
| Lemak | 16,8297 | Lemak | 16,8297 |
| Air | 9,5039 | Hasil bawah : | |
| n-heksana | 67,0818 | Tanin | 40,7482 |
| | | Air | 9,5039 |
| Total | 134,1636 | Total | 134,1636 |

6. Neraca Massa Sentrifuge

Komponen yang masuk :

Tanin 40,7482 kg/jam

Air = 9,5039 kg/jam

Komponen yang keluar :

Hasil atas : Ditetapkan tanin mengandung air sebanyak 10% maka air tinggal

$$10 \% = \frac{\text{Air}}{\text{Air} + \text{tanin}} \times 100 \%$$

$$100 \text{ air} = 10 \text{ air} + \text{tanin}$$

$$\text{Air} = \frac{10 \text{ tanin}}{90} = \frac{10(40,7482)}{90} = 4,5275 \text{ kg/jam}$$

Hasil bawah :

$$\text{Air} = (9,5039 - 4,5275) \text{ kg/jam} = 4,9764 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Tanin} = (40,7482 - 4,9764) \text{ kg/jam} = 35,7718 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total Sentrifuge

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|----------------|----------------------|----------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 40,7482 | Hasil atas : | |
| Air | 9,5039 | Air | 4,5275 |
| | | Tanin | 4,9764 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 35,7718 |
| | | Air | 4,9764 |
| Total | 50.2521 | Total | 50.2521 |

7. Neraca Massa Kristaliser

Komponen yang masuk :

Tanin 35,7718 kg/jam

Air = 4,9764 kg/jam

Komponen yang keluar :

Hasil atas : Ditetapkan tanin mengandung air sebanyak 10% maka air tinggal

$$2 \% = \frac{\text{Air}}{\text{Air} + \text{tanin}} \times 100 \%$$

$$100 \text{ air} = 2 \text{ air} + \text{tanin}$$

$$\text{Air} = \frac{2 \text{ tanin}}{98} = \frac{2(35,7718)}{98} = 0,7300 \text{ kg/jam}$$

Hasil bawah :

$$\text{Air} = (4,9764 - 0,7300) \text{ kg/jam} = 4,2464 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Tanin} = (35,7718 - 4,2464) \text{ kg/jam} = 31,5254 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total Kristaliser

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|----------------|----------------------|----------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 35,7718 | Hasil atas : | |
| Air | 4,9764 | Air | 0,7300 |
| | | Tanin | 4,2464 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 31,5254 |
| | | Air | 4,2464 |
| Total | 40,7482 | Total | 40,7482 |

FAKTOR SCALE-UP MASSA

Kapasitas produksi = 15.000 ton/ tahun

Waktu operasi = 330 hari / tahun

Laju produksi = 98% tanin perjam

$$\begin{aligned}
 &= 15.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 1.900,0000 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan basis perhitungan 100 kg/jam diperoleh produk tanin 98% sebesar 31,5354 kg/jam, maka untuk memperoleh kapasitas produksi yang diinginkan sebesar 1900 kg/jam di perlukan faktor pengali α sebagai berikut :

$$\alpha = \frac{1.900 \text{ kg/jam}}{31,5254 \text{ kg/jam}} = 60,27$$

Seluruh perhitungan neraca massa diatas yang didasarkan pada basis 100 kg/jam , perlu dikalikan dengan faktor pengali (α) sehingga diperoleh perhitungan berdasarkan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun sebagai berikut :

Perhitungan berdasarkan faktor pengali (α) :

1. Neraca Massa Tangki Ekstraktor

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|-------------|---------------|-------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.531,3400 | Tanin ekstrak | 2.480,7132 |
| Lemak | 1.024,5900 | Tanin sisa | 50,6268 |
| Air | 602,7000 | Lemak | 1.024,5900 |
| Impuritis | 1.868,3700 | Air | 602,7000 |
| Etanol 96% | 12.054,0000 | Impuritis | 1.868,7000 |
| | | Etanol 96% | 12.054,0000 |
| Total | 18.081,0000 | Total | 18.081,0000 |

2. Neraca Massa Total RDVF

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|---------------|-------------|----------------|-------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin ekstrak | 2.480,7132 | Filtrat | |
| Lemak | 1.024,5900 | Tanin | 2.455,8940 |
| Air | 602,7000 | Lemak | 1.014,3260 |
| Impuritis | 1.918,9968 | Air | 596,6669 |
| Etanol 96% | 12.054,0000 | Etanol 96% | 12.054,0000 |
| | | Cake | |
| | | Impuritis | 2.080,6168 |
| Total | 18.081,0000 | Total | 18.081,0000 |

3. Neraca Massa Total Menara Distilasi

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|-------------|-------------------|-------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Etanol | 11.933,4400 | Distilat : | |
| Air | 596,6600 | Etanol | 7.860,8200 |
| Tanin | 2.455,8900 | Air | 23,8600 |
| Lemak | 1.014,3200 | Bottom : | |
| | | Etanol | 4.072,6200 |
| | | Air | 572,8000 |
| | | Tanin | 2.455,8900 |
| | | Lemak | 1.014,3200 |
| Total | 16.000,3100 | Total | 16.000,3100 |

4. Neraca Massa Total Tangki Pencucian

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|--------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Tanin | 2.455,8940 |
| Lemak | 1.014,3260 | Lemak | 1.014,3260 |
| Air | 572,8000 | Air | 572,8000 |
| n-heksana | 4.043,0200 | n-heksana | 4.043,0200 |
| Total | 8.086,0400 | Total | 8.086,0400 |

5. Neraca Massa Total Dekanter

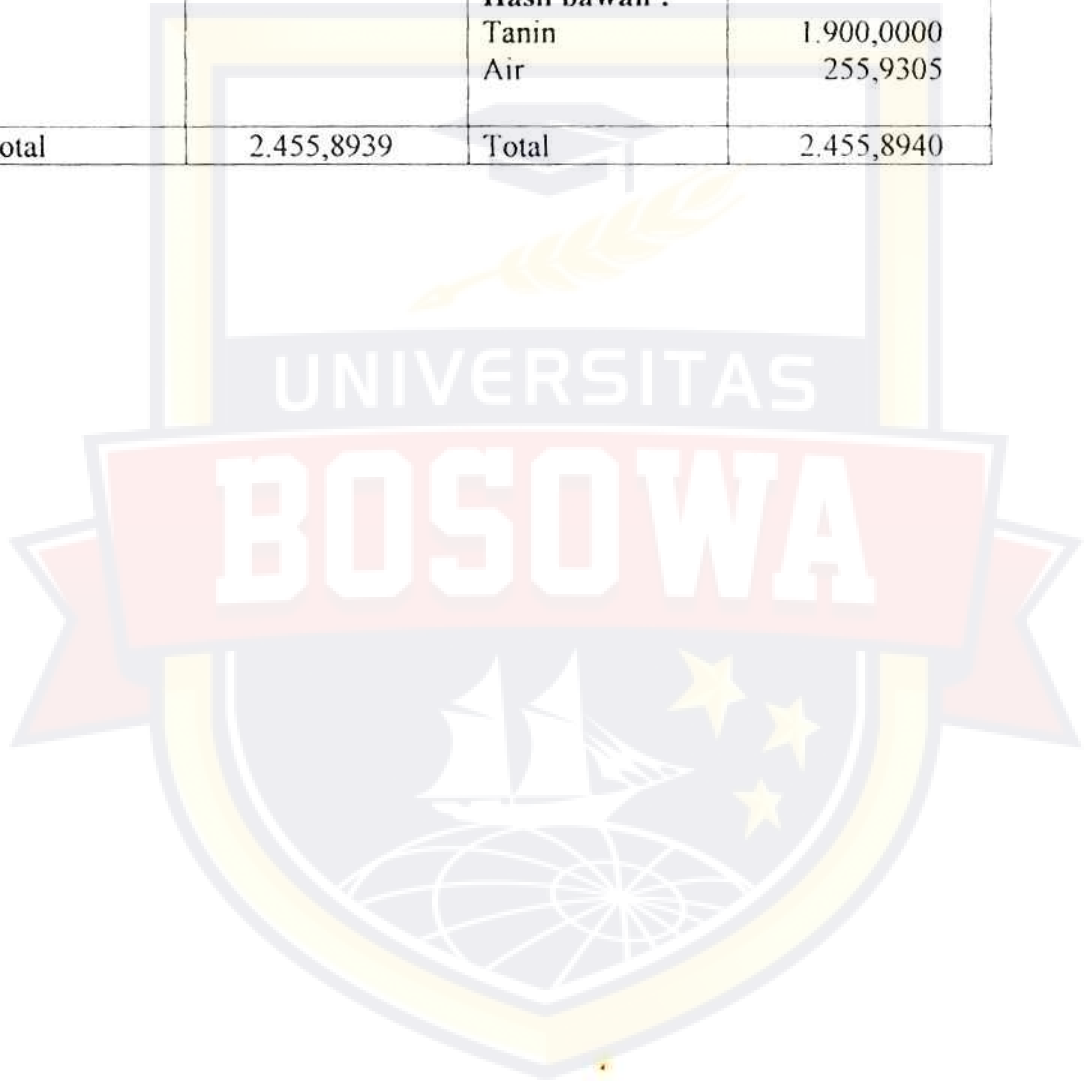
| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|------------------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Hasil atas : n-heksana | 4.043,0200 |
| Lemak | 1.014,3260 | Lemak | 1.014,3260 |
| Air | 572,8000 | Hasil bawah : | |
| n-heksana | 4.043,0200 | Tanin | 2.455,8940 |
| | | Air | 572,8000 |
| Total | 8.086,0400 | Total | 8.086,0400 |

6. Neraca Massa Total Sentrifuge

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|-------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.455,8940 | Hasil atas : | |
| Air | 572,8000 | Air | 272,8724 |
| | | Tanin | 299,9276 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 2.155,9663 |
| | | Air | 299,9276 |
| Total | 3.028,6940 | Total | 3.028,6940 |

7. Neraca Massa Total Kristaliser

| Massa Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------|-------------------|----------------------|-------------------|
| Komponen | Kg /jam | Komponen | Kg/jam |
| Tanin | 2.155,9663 | Hasil atas : | |
| Air | 299,9276 | Air | 43,9971 |
| | | Tanin | 255,9305 |
| | | Hasil bawah : | |
| | | Tanin | 1.900,0000 |
| | | Air | 255,9305 |
| Total | 2.455,8939 | Total | 2.455,8940 |



LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

LAMPIRAN B

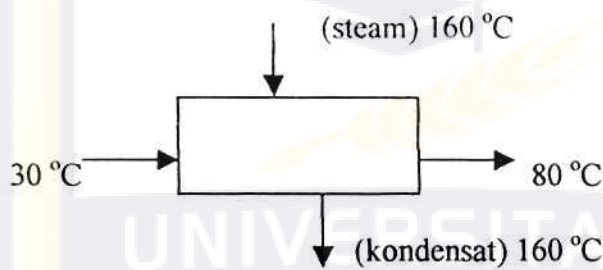
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis operasi : 1 jam

Satuan : Kkal /jam

Suhu referensi : 25°C

1. Neraca Panas Tangki Ekstraktor



Panas yang masuk :

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Tanin}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2.531,3400 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 3.809,6667 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Lemak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.024 \text{ kg/jam} \times 0,55 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 2.816,0000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Impuritas}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.868 \text{ kg/jam} \times 0,630 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 5.884,2000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 602 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 3.010,0000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Etanol}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 12.054 \text{ kg/jam} \times 0,74 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 44.599,8000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas yang masuk :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\text{tanin}} + Q_{\text{lemak}} + Q_{\text{impuritis}} + Q_{H_2O} + Q_{\text{etanol}} \\
 &= (3.809,6667 + 2.816 + 5.884,2000 + 3.010 + 44.599,8000) \\
 &\text{kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$= 60.119,6667 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar

$$T_{\text{reff}} = 25 ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 80 ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Tanin Ekstrak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.480,0000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 41.057,4000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Tanin sisa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 50,6268 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 838,1597 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Lemak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.024 \text{ kg/jam} \times 0,55 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 30.993,8475 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Impuritis}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.868 \text{ kg/jam} \times 0,630 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 64.739,0205 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 602 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 33.148,5000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Etanol}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 12.054 \text{ kg/jam} \times 0,74 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 490.597,800 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas yang keluar :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\text{tanin ekstrak}} + Q_{\text{tanin sisa}} + Q_{\text{lemak}} + Q_{\text{impuritis}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} \\
 &\quad + Q_{\text{etanol}} \\
 &= (41.056,4000 + 838,1597 + 30.993,8475 + 64.739,0205 \\
 &\quad + 33.148,5000) \text{ kkal/jam} \\
 &= 661.373,7277 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang disuplay (Q total)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam total}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= (661.373,7277 - 60.119,6667) \text{ kkal/jam} \\
 &= 601.254,0610 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah steam yang dibutuhkan :

$$M = \frac{Q}{\lambda} \quad \text{dimana } \lambda = 880 \text{ kkal/kg}$$

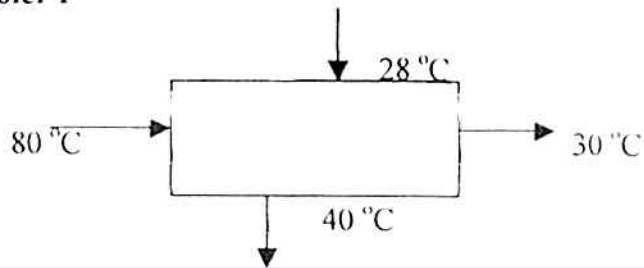
$$\text{Sehingga } m = \frac{601.254,0610 \text{ kkal} \cdot \text{jam}}{880 \text{ kkal/kg}} = 683,243 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total Tangki Ekstraktor

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 3.809,6667 | Q Tanin ekstrak | 41.056,4000 |
| Q Lemak | 2.816,0000 | Q Tanin sisa | 838,1597 |
| Q Impuritis | 5.884,2000 | Q Lemak | 30.933,8475 |
| Q H ₂ O | 3.010,0000 | Q Impuritis | 64.739,0205 |
| Q Etanol | 44.599,8000 | Q H ₂ O | 33.148,5000 |
| Steam | 601.254,0610 | Q Etanol | 490.597,8000 |
| Total | 661.373,7277 | Total | 661.373,7277 |



2. Neraca Panas Cooler I



Panas yang masuk :

$$Q_{In} = 661.373,7277 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar

$$T_{Reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Panas yang keluar

$$\begin{aligned} Q_{\text{Tanin Ekstrak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2.480,0000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 3.732,4000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Lemak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.024 \text{ kg/jam} \times 0,55 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 2.816,0000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Impuritis}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.918 \text{ kg/jam} \times 0,630 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 6.044,8399 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 602 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 3.010,0000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Etanol} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 12.054 \text{ kg/jam} \times 0,74 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (30 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 44.599,800 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas yang keluar :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ out} &= Q \text{ tanin ekstrak} + Q \text{ lemak} + Q \text{ impuritis} + Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ etanol} \\
 &= (3.732,4000 + 2.816,0000 + 6.044,8399 + 3.010,0000) \text{ kkal/jam} \\
 &= 60.203,0399 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pendingin} &= Q \text{ in} - Q \text{ out} \\
 &= (661.373,7277 - 60.203,0399) \text{ kkal/jam} \\
 &= 601.170,6878 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{Q \text{ pendingin}}{C_p \times \Delta T} \\
 m &= \frac{601.170,6878 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg} ^\circ\text{C} \times (40 - 28) ^\circ\text{C}} \\
 &= 50.097,5573 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Cooler I

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin ekstrak | 41.056,4000 | Q Tanin ekstrak | 3.732,4000 |
| Q Tanin sisa | 838,1597 | Q Lemak | 2.816,0000 |
| Q Lemak | 30.933,8475 | Q Impuritis | 6.044,8399 |
| Q Impuritis | 64.739,0205 | Q H ₂ O | 3.010,0000 |
| Q H ₂ O | 33.148,5000 | Q Etanol | 44.599,8000 |
| Q Etanol | 490.597,8000 | | 601.170,6878 |
| Total | 661.373,7277 | Total | 661.373,7277 |

3. Neraca Panas Menara Distilasi

Temperatur dalam kolom

| Komponen | Feed (kgmol) | Xf | Log P | K = Pa/P | $\Sigma X1 = K.Xf$ |
|----------|-----------------|--------|----------|----------|--------------------|
| Etanol | 259,4226 | 0,5345 | 2,9160 | 1,0844 | 0,5796 |
| Air | 33,1477 | 0,4655 | 360,8697 | 0,4748 | 0,4204 |
| Total | 292,5703 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Temperatur distilat (hasil atas)

$$T = 78,65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm (760 mmHg)}$$

| Komponen | Feed (kgmol) | Xf | Log P | K = Pa/P | $\Sigma X1 = K.Xf$ |
|----------|-----------------|--------|--------|----------|--------------------|
| Etanol | 170,8873 | 0,9037 | 2,8836 | 1,0844 | 0,9799 |
| Air | 1,3255 | 0,0963 | 2,5238 | 0,4748 | 0,0201 |
| Total | 292,5703 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Panas yang masuk :

$$Q_{In} = 53.649,1424 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar :

Panas pada bagian atas (distilat)

$$T_2 = 78,65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda \text{ Etanol pada } T = 78,65 \text{ }^{\circ}\text{C} = 290 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O pada } T = 78,65 \text{ }^{\circ}\text{C} = 680 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Etanol}} &= m \times \lambda \\
 &= 7.860 \text{ kg/jam} \times 290 \text{ kkal/kg} \\
 &= 2.279.400 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times \lambda \\
 &= 23.8600 \text{ kg/jam} \times 680 \text{ kkal/kg} \\
 &= 16.224.8000 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{total distilat}} &= Q_{\text{Etanol}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} \\
 &= (2.279.400 + 16.224.8000) \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas pada bagian bawah (Bottom)

$$T_{\text{Reff}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 78,65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Panas yang keluar

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Tanin}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.455,0000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg }^\circ\text{C} \times (78,65 - 25) \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 39.644,9357 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Lemak}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.014 \text{ kg/jam} \times 0,55 \text{ kkal/kg }^\circ\text{C} \times (78,65 - 25) \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 29.920,605 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 572,8000 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg }^\circ\text{C} \times (78,65 - 25) \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 30.730,7200 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Etanol}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 4.072,6200 \text{ kg/jam} \times 0,74 \text{ kkal/kg }^\circ\text{C} \times (78,65 - 25) \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 161.662,472 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas bottom :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\text{tanin}} + Q_{\text{lemak}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{etanol}} \\
 &= (39.644,9357 + 29.920,605 + 161.662,472 + 30.730,7200) \\
 &\quad \text{kkal/jam} \\
 &= 261.958,7327 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Beban panas = panas distilat + panas bottom – panas yang masuk

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= (1.497.489,2300 + 261.958,7327 - 53.649,1424) \text{ kkal/jam} \\
 &= 1.705.798,8200 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah steam yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 \text{Panas yang disuplay} &= \text{beban panas} \\
 &= 1.705.798,8200 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Temperatur steam = 220 °C dengan $\lambda = 880 \text{ kkal/kg}$

$$M = \frac{Q}{\lambda}$$

$$M = \frac{1.705.798,8200 \text{ kkal/jam}}{880 \text{ kkal/kg}} = 1.938,4077 \text{ kg/jam}$$

Beban panas kondensor

$$Q_c = H_v - Q_D$$

Dimana : H_v = Panas pengembunan

Q_D = Panas yang masuk kondensor

$$= 1.497.489,2300 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_c = Q_D = 1.497.489,2300 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan air pendingin kondensor

$$M = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T}$$

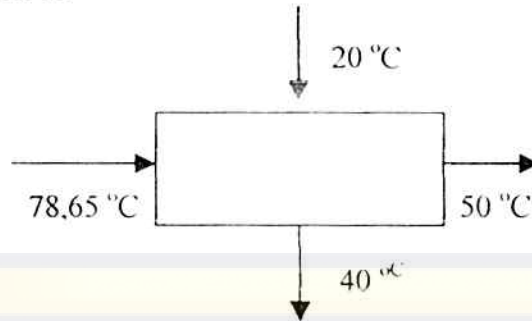
$$M = \frac{1.497.489,2300 \text{ kkal} \cdot \text{jam}}{1 \text{ kkal} / \text{kg}^\circ\text{C} \times (40 - 28)^\circ\text{C}}$$

$$= 124.790,7692 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total Menara Distilasi

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|----------------|--------------------|----------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 3.696,1144 | Distilat | |
| Q Lemak | 2.816,0000 | Q Etanol | 1.494.972,0000 |
| Q H ₂ O | 2.983,3000 | Q H ₂ O | 2.517,2300 |
| Q Etanol | 44.153,7280 | QD = | 1.497.489,2300 |
| Q Steam | 1.705.798,8200 | Bottom | |
| | | Q Tanin | 39.644,9357 |
| | | Q Lemak | 29.920,6050 |
| | | Q H ₂ O | 161.662,4720 |
| | | Q Etanol | 30.730,7200 |
| | | QB = | 261..958,7327 |
| Total | 1.759.447,9624 | Total | 1.759.447,9620 |

4. Neraca Panas Cooler II



Panas yang masuk (bottom)

$$Q_{in} = Q_B = 261.958,7327 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar :

$$T_{Reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q_{Tanin} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2.455,6000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 18.480,5722 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Lemak} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.014 \text{ kg/jam} \times 0,55 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 13.946,9000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 572,8000 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 14.320,0000 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Etanol} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 4.072,6200 \text{ kg/jam} \times 0,74 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 75.343,4700 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Total panas keluar :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\text{tanin}} + Q_{\text{lemak}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{etanol}} \\
 &= (18.480,5722 + 13.946,9000 + 75.343,4700 + 14.320) \text{ kkal/jam} \\
 &= 122.090,9422 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pendingin}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\
 &= (261.958,7327 - 122.090,9422) \text{ kkal/jam} \\
 &= 139.867,7905 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin :

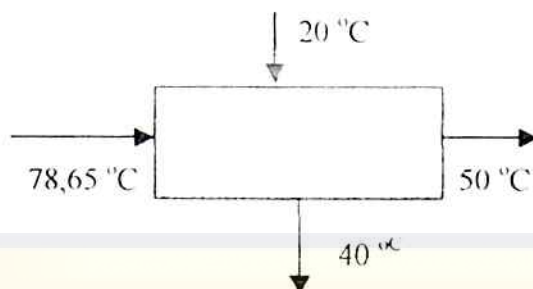
$$M = \frac{Q_{\text{pendingin}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{139.867,7905 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (40 - 28)^\circ\text{C}} \\
 &= 11.655,6492 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Cooler II

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 39.644,9357 | Q Tanin | 18.480,5722 |
| Q Lemak | 29.920,6050 | Q Lemak | 13.946,9000 |
| Q H ₂ O | 30.730,7200 | Q H ₂ O | 14.320,0000 |
| Q Etanol | 161.662,4720 | Q Etanol | 139.867,7905 |
| Total | 261.958,7327 | Total | 261.958,7327 |

5. Neraca Panas Kristaliser



Panas yang masuk :

$$T_{\text{Reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{Tanin}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 1.900,0000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 142.975,0000 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 255,9309 \text{ kg/jam} \times 1,00 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 25) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 12.796,5250 \text{ kkal/jam}$$

Total panas masuk :

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{tanin}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= (142.975,0000 + 12.796,5250) \text{ kkal/jam}$$

$$= 155.771,5250 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar :

$$Q_{\text{Tanin}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 1.900,0000 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (28 - 25) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 1715,7000 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 255,9309 \text{ kg/jam} \times 1,00 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (28 - 25) ^\circ\text{C} \\
 &= 767,7515 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas keluar :

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= Q_{tanin} + Q_{H_2O} \\
 &= (1.715,7000 + 767,7515) \text{ kkal/jam} \\
 &= 2.483,4915 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{pendingin} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (155.771,5250 - 2.483,4915) \text{ kkal/jam} \\
 &= 153.288,0335 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

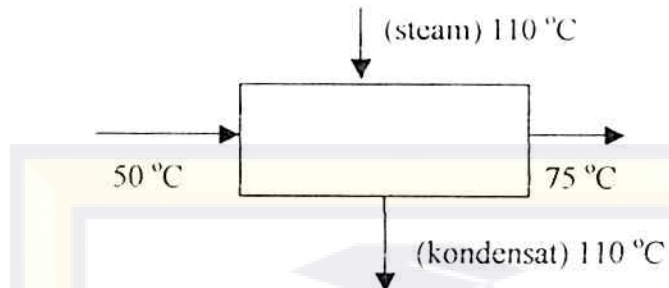
Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{Q_{pendingin}}{C_p \times \Delta T} \\
 M &= \frac{153.288,0335 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (40 - 28) ^\circ\text{C}} \\
 &= 21.898,2905 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Kristaliser

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|--------------------|--------------|--------------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q Tanin | 142.975,0000 | Q Tanin | 1.715,7000 |
| Q H ₂ O | 12.796,5250 | Q H ₂ O | 767,7515 |
| | | Q Pendingin | 153.288,0335 |
| Total | 155.771,5250 | Total | 155.771,5250 |

6. Neraca Panas Evaporator



Panas yang masuk :

$$T_{\text{Reff}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{\text{n-Heksana}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 4.043,0200 \text{ kg/jam} \times 0,80 \text{ kkal/kg }^{\circ}\text{C} \times (50 - 25) \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 80.860,4000 \text{ kkal/jam}$$

Total panas masuk :

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{n-Heksana}}$$

$$= 80.860,4000 \text{ kkal/jam}$$

Panas yang keluar :

$$T_{\text{Reff}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 75 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda_{\text{n-Heksana pada } T = 75 \text{ }^{\circ}\text{C}} = 108 \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{\text{n-Heksana}} = m \times \lambda$$

$$= 4.403,0200 \text{ kg/jam} \times 108 \text{ kkal/kg}$$

$$476.646,1600 \text{ kkal/jam}$$

Total panas keluar :

$Q_{out} = \text{Panas pada bagian atas} + \text{Panas pada bagian bawah}$

$$436.646,1600 \text{ kkal/jam}$$

$Q_{steam} = Q_{out} - Q_{in}$

$$= (436.646,1600 - 80.860,400) \text{ kkal/jam}$$

$$= 355.785,7600 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Total Kristaliser

| Panas Masuk | | Panas Keluar | |
|-------------|--------------|--------------|--------------|
| Komponen | Kkal /jam | Komponen | Kkal/jam |
| Q n-Heksana | 80.860,4000 | Q n-Heksana | 436.646,1600 |
| Q Steam | 355.785,7600 | | |
| Total | 436.646,1600 | Total | 436.646,1600 |

LAMPIRAN C
HITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Etanol 01 (TP-01)

Fungsi : Tempat menyimpan / menampung larutan etanol

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar

Jumlah : 4 unit

Kondisi operasi

Kapasitas = 4563,5420 kg/jam

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 27 °C

Density bahan etanol = 810 kg/m³

Kapasitas tangki direncanakan untuk menyimpan etanol selama 1 minggu

M = 4563,5420 kg/jam

Rate massa = 4563,5420 kg/jam x 168 jam

= 766.675,056 kg

Direncanakan menggunakan 4 buah tangki, maka persediaan tiap tangki

$$= \frac{766.675,056 \text{ kg}}{4} = 191.668,764 \text{ kg}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{191.668,764 \text{ kg}}{810 \text{ kg/m}^3} = 236,6281 \text{ m}^3$$

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% liquid

$$\text{Volume silinder} = 236,6281 \text{ m}^3 / 0,80$$

$$= 295,7851 \text{ m}^3$$

Perhitungan Tinggi Silinder

Ditetapkan tinggi silinder = $H = 1,5 D$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^3 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$295,7851 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{295,7851 / (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = \sqrt[3]{251,1975}$$

$$D = 6 \text{ m}$$

Jadi $H = 1,5 \times D = 1,5 \times 6 \text{ m} = 9 \text{ m}$

Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki, H_l

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times H_l$$

$$236,628 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times H_l$$

$$H_l = 236,6281 / 0,25 \times \pi \times (6)^2$$

$$H_l = 8,3732 \text{ m} = 8 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$P_h = \rho \times g \times H_l$$

$$= 810 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 8 \text{ m}$$

$$= 63.568,8000 \text{ N/m}^2$$

$$9,2221 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, P_d

$$P_d = P_h + P_{\text{operasi}}$$

$$= (9,2221 + 14,7) \text{ Psi} = 23,9221 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 (F \times E - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA 301 B

Dimana :

$$P_d = \text{Tekanan design} = 23,9221 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 234,5911 \text{ in}$$

$$F = 15.000 \text{ Psi}$$

$$E = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

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

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_s &= \frac{P \times D}{2 (F \times E - 0,2 P)} + C \\ &= \frac{23,9221 \text{ psi} \times 234,5911 \text{ in}}{2 (15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 23,9221) \text{ psi}} \\ &= 0,3589 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$T_h = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{(F \times E - 0,1 \times P)} + C$$

$$\text{Dimana : } R_c = ID / 2 = 234,5911 \text{ in} / 2 = 117,2955 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{0,885 \times 23,9221 \text{ psi} \times 117,2955 \text{ in}}{(0,8 \times 15.000 - 0,1 \times 23,9221) \text{ psi}} \\ &= 0,3319 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 T_h = 234,5911 \text{ in} + (2 \times 0,3319 \text{ in}) = 235,2549 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk $th = 3/8$ in, diperoleh :

$$r = 235,2549 \text{ in}$$

$$icr = 1,125 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 117,2955 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$\text{Dimana : } AB = (ID/2) - icr = (117,2955 - 1,125) \text{ in} = 116,1705 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (235,2549 - 1,125) \text{ in} = 234,1299 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga : } b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 235,2549 \text{ in} - \sqrt{(234,1299)^2 - (116,1705)^2}$$

$$= (235,2549 - 203,2762) \text{ in}$$

$$= 31,9780 \text{ in}$$

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell & Young)}$$

$$\text{Dipilih } sf = 2 \text{ in}$$

$$\text{Maka } OA = Th + b + Sf$$

$$= (0,3319 + 31,9780 + 2) \text{ in}$$

$$= 34,3099 \text{ in}$$

$$= 0,8775 \text{ m}$$

Tinggi tangki keseluruhan = tinggi silinder + tinggi tutup

$$= (9 \cdot 0,8775) \text{ m}$$

$$= 9,8775 \text{ m}$$

2. Pompa Tangki Etanol 01 (P - 01)

Fungsi : Mengalirkan umpan segar etanol dari tangki penampung etanol ke tangki pencampur .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 4.563,5420 kg/jam = 2,7946 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 90,3929 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0061 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{2,7946 \text{ lb/dtk}}{90,3929 \text{ lb/ft}^3} = 0,0309 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economics Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : $D_{i \text{ opt}}$ = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0309)^{0,45} \times (90,3929)^{0,13} \\ &= 1,4620 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 1,4620 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0309 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 1,2213 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{90,3929 \text{ lb/ft}^3 \times 1,2213 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0061 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 3.116,4487 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 30,0000 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, \text{Le} = 30 \times 0,172 = 5,1660 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, \text{Le} = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, \text{Le} = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$\underline{\underline{99,7410 \text{ ft}}}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times D}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (1,2213)^2 \times 99,7410 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 0,5902 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (1,2213)^2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,0115 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(1,2213)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,0231 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (0,5902 + 0,0115 + 0,0231) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 0,6248 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 1,2213 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\sum F_c + \Delta Z \cdot g \cdot g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_1$$

$$\begin{aligned} - W_1 &= (0,6248 \cdot (20) + (1,2213)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 20,6479 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- W_1 \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{20,6479 \text{ lbf/lbm} \times (0,0309 \text{ ft}^3/\text{dk} \times (90,3929 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,1048 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

3. Tangki Etanol 02 (TP - 02)

Fungsi : Tempat menyimpan / menampung larutan etanol

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar

Jumlah : 6 unit

Kondisi operasi

Kapasitas = 12.054 kg/jam

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 27 °C

Density bahan etanol = 810 kg/m³

Kapasitas tangki direncanakan untuk menyimpan etanol selama 1 minggu

M = 12.054 kg/jam

Rate massa = 12.054 kg/jam x 168 jam

= 2.025.072 kg

Direncanakan menggunakan 6 buah tangki, maka persediaan tiap tangki

$$= \frac{2.025.072 \text{ kg}}{6} = 337.512 \text{ kg}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{337.512 \text{ kg}}{810 \text{ kg/m}^3} = 416,6814 \text{ m}^3$$

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% liquid

$$\text{Volume silinder} = 461,6814 \text{ m}^3 \cdot 0,80$$

$$= 520,8518 \text{ m}^3$$

Perhitungan Tinggi Silinder

Ditetapkan tinggi silinder = H = 1,5 D

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$520,8518 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{520,8518 \text{ m}^3 / (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = \sqrt[3]{442,3369} \text{ m}$$

$$D = 6,5077 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

Jadi H = 1,5 x D = 1,5 x 7 m = 10,5 m

Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki, Hl

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$259,6246 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$Hl = 259,6246 \text{ m}^3 / 0,25 \times \pi \times (7)^2$$

$$Hl = 6,7496 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$Ph = \rho \times g \times Hl$$

$$= 810 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 7 \text{ m}$$

$$= 102.024 \text{ N/m}^2$$

$$14,800 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, Pd

$$Pd = Ph + P \text{ operasi}$$

$$(14,800 + 14,7) \text{ Psi} = 29,500 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2(F \times E - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA - 301 B

Dimana :

$$P_d = \text{Tekanan design} = 29,500 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 275,5900 \text{ in}$$

$$F = 15.000 \text{ Psi}$$

$$E = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

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

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_s &= \frac{P \times D}{2(F \times E - 0,2 P)} + C \\ &= \frac{29,500 \text{ psi} \times 275,5900 \text{ in}}{2(15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 29,500) \text{ psi}} \\ &= 0,4651 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$T_h = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{(F \times E - 0,1 \times P)} + C$$

$$\text{Dimana : } R_c = ID / 2 = 275,5900 \text{ in} / 2 = 137,7950 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{0,885 \times 29,500 \text{ psi} \times 137,7950 \text{ in}}{(0,8 \times 15.000 - 0,1 \times 29.500) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,4256 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 T_h = 275,5900 \text{ in} + (2 \times 0,4256 \text{ in}) = 276,4413 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk $t_h = 3/8$ in, diperoleh :

$$r = 276,4413 \text{ in}$$

$$icr = 1,125 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 137,7950 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$\text{Dimana : } AB = (ID/2) - icr = (137,7950 - 1,125) \text{ in} = 136,6700 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (276,4413 - 1,125) \text{ in} = 275,3163 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga : } b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 276,4413 \text{ in} - \sqrt{(275,3163)^2 - (136,6700)^2}$$

$$= (276,4413 - 238,9986) \text{ in}$$

$$= 37,4426 \text{ in}$$

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell & Young)}$$

$$\text{Dipilih } sf = 2 \text{ in}$$

$$\text{Maka } OA = Th + b + Sf$$

$$= (0,4256 + 37,4426 + 2) \text{ in}$$

$$= 39,8682 \text{ in}$$

$$= 1,0126 \text{ m}$$

Tinggi tangki keseluruhan = tinggi silinder + tinggi tutup

$$= (10,5 + 1,0126) \text{ m}$$

$$= 11,5126 \text{ m}$$

4. Pompa Tangki Etanol 02 (P - 02)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki penampung etanol ke tangki penampung etanol 2 ke tangki ekstraktor .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 12.054 kg/jam = 7,3815 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 90,3929 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0061 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{7,3815 \text{ lb/dtk}}{90,3929 \text{ lb/ft}^3} = 0,0816 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0816)^{0,45} \times (90,3929)^{0,13} \\ &= 2,2678 \text{ in} \end{aligned}$$

$Di_{opt} = 2,2678 \text{ in}$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0816 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 3,2252 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$N_{re} = \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{90,3929 \text{ lb/ft}^3 \times 3,2252 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0061 \text{ lb/ft dtk}}$$

$$= 8.229,8947 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

| | |
|---|-------------------|
| Panjang pipa lurus | = 40.0000 ft |
| 2 buah elbow 90 (ID) = 30, Le = 30 x 0,1722 ft | = 5,1660 ft |
| 1 buah gate valve (ID) = 35, Le = 35 x 0,1722 ft | = 6,0270 ft |
| 1 buah globe valve (ID) = 340, Le = 340 x 0,1722 ft | <u>58,5480 ft</u> |
| | 109,7410 ft |

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (3,2252)^2 \times 109,7410 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 4,5291 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (3,2252)^2}{2 \times 32,3}$$

$$= 0,080 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(3,2252)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,1615 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (4,5291 + 0,080 + 0,1615) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 4,7706 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 3,2252 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_f$$

$$\begin{aligned} - W_f &= (4,7706 + (20) + (3,2252)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 25,2748 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- W_f \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{25,2748 \text{ lbf/lbm} \times (0,0816 \text{ ft}^3/\text{dk} \times (90,3929 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,338 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

5. Screw Conveyor (SC)

Fungsi : Membawa bahan dari vibrating scren masuk ke ekstraktor

Kapasitas bahan = 6027 kg/jam

Sg tanin = 1,2

Sg lemak = 0,9

Sg H₂O = 1

Sg impuritis = 1,4

Konsentrasi campuran :

| Komponen | Jumlah (kg/jam) | Xf |
|------------------|-----------------|--------|
| Tanin | 2.531,3400 | 0,4200 |
| Lemak | 1.024,5900 | 0,1700 |
| H ₂ O | 602,7000 | 0,1000 |
| Impuritis | 1.868,7000 | 0,3100 |
| | 6027,0000 | 1,0000 |

Maka sg campuran adalah :

$$\begin{aligned} \text{Sg mix} &= (0,400 \times 1,2) + (0,1700 \times 0,9) + (0,1000 \times 1) + (0,3100 \times 1,4) \\ &= 1,167 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ mix} = 1,167 \times 1000 \text{ kg/m}^3 = 1167,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{m}{\rho} = \frac{6027,0000 \text{ kg / jam}}{1167,0000 \text{ kg / m}^3} \\ &= 5.1645 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bahan dipindahkan selama 15 menit

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas screw (C)} &= \frac{5.1645 \text{ m}^3}{15 \text{ menit}} = 0,3443 \text{ m}^3 \text{ / menit} \\ &= 20.658 \text{ m}^3 \text{ / jam} \end{aligned}$$

Dianggap bahan non abrasive material :

Dari Brown tabel 13 hal 53 digunakan :

Screw conveyor dengan kapasitas 20,658 m³/jam

Diameter screw = 5 in

Max rpm = 190 rpm

Panjang conveyor = 3 m = 9,8406 ft

Perhitungan horse power (Hp) screw conveyor :

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \frac{\text{Kapasitas} \times \text{koefisien} \times \text{panjang}}{33.000} \quad (\text{Brown hal 53}) \\ &= \frac{883,7243 \times 1,3 \times 9,8406}{33.000} \\ &= 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

6. Pompa Tangki Ekstraktor (P – 03)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah dari ekstraktor ke cooler 01 .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 18.081,0000 kg/jam = 11,0722 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 133,9154 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0075 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{11,0722 \text{ lb/dtk}}{133,9145 \text{ lb/ft}^3} = 0,0826 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0826)^{0,45} \times (133,9154)^{0,13} \\ &= 2,4000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di_{opt} = 2,4000 \text{ in}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (3,2648)^2 \times 140,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 5,9238 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (3,2648)^2}{2 \times 32,3}$$

$$= 0,0827 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(3,2648)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,1655 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (5,9238 + 0,0827 + 0,1655) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 6,1720 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 3,2648 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q / a = \frac{0,0826 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 3,2648 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{133,9154 \text{ lb/ft}^3 \times 3,2648 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0075 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 10.038,0000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon / \text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 60,0000 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30,1e = 30 \times 0,1722 \text{ ft} \times 3 = 15,1660 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35,1e = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340,1e = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$140,0730 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_f$$

$$\begin{aligned} - W_f &= (6,1720 + (20) + (3,2648)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 26,3375 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- W_f \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{26,3375 \text{ lbf/lbm} \times (0,0826 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (133,9154 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,5296 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

7. Cooler 01 (C- 01)

Fungsi : Menurunkan suhu uap yang keluar dari ekstraktor untuk diumpankan ke rotary drum vakum filter.

Type : Shell and tube exchanger

Perhitungan :

Suhu liquida , T masuk = 80 °C = 176 °F

T keluar = 30 °C = 86 °F

Suhu air masuk, t masuk = 28 °C = 82,4 °F

t keluar = 40 °C = 104 °F

1. Neraca Panas

Panas yang diserap air = 601.170,6878 kkal/jam
= 2.385.597,9680 btu/jam

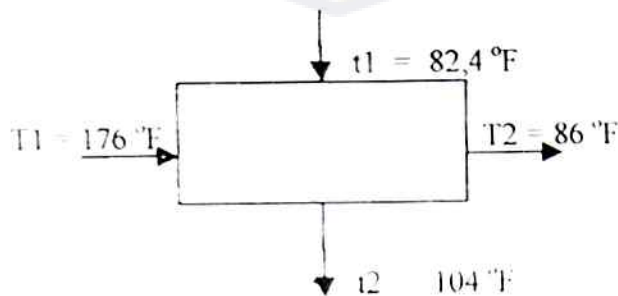
Kebutuhan air pendingin :

$$M = \frac{Q}{C_{p\text{air}} \times \Delta T} = \frac{2.385.597,9680 \text{ btu/jam}}{1 \text{ btu/lb}^\circ \text{F} \times (104 - 82,4)^\circ \text{F}}$$

$$= 198.799,8307 \text{ lb/jam}$$

Jumlah liquida yang didinginkan = 18.081 kg/jam
= 39.850,5240 lb/jam

2. LMTD



$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln (\Delta T1/\Delta T2)} = \frac{(93,6 - 18) ^\circ\text{F}}{\ln(93,6/18) ^\circ\text{F}} \\ &= 45,8550 ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Suhu kalori

$$T_c = T_{av} = \frac{(176 + 86) ^\circ\text{F}}{2} = 131 ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(82,4 + 104) ^\circ\text{F}}{2} = 93,2 ^\circ\text{F}$$

Dipilih tube dengan OD = $\frac{3}{4}$ in, 16 BWG panjang 16 ft

Dari tabel 10 kern :

$$\text{ID tube} = 0,620 \text{ in}$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft/in ft}$$

$$\text{Flow area} = 0,302 \text{ in}^2$$

Dari tabel 8 kern :

$$\text{UD} = 5 - 75 \text{ btu/j ft}^2 ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi UD} = 75 \text{ btu/j ft}^2 ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} = \frac{2.385.597,968 \text{ btu/jam}}{75 \text{ btu/j ft}^2 \times 45,855 ^\circ\text{F}} \\ &= 693,6642 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga jumlah tube (Nt)

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{693,6642 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft in ft} \times 16 \text{ ft}} \\ &= 220,8559 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dipilih shell and tube exchanger

Dari tabel 9 kern :

Shell side

Tube side

ID shell = 19 ¼ in

Jumlah, panjang = 234, 16 ft

Passes = 8

OD, BWG, pitch = ¾ in, 16 ,

Baffle = 19 ¼ in

15/16 in

Passes = 8

A baru = $N_t \text{ baru} \times L \times a''$

$$= 234 \times 16 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft/in ft}$$

$$= 734,9472 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{UD baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} = \frac{2.385.597,968 \text{ btu/jam}}{734,9472 \text{ ft}^2 \times 45,855 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 70,787 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Fluida panas, liquida lewat shell

Fluida dingin, air lewat tube

4. Flow area

4. Flow area

$$\text{Baffle} = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$C' = \text{PT} - \text{OD} = (15/16 - \frac{3}{4}) \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$A_s = \frac{\text{ID} \times C' \times B}{144 \times \text{PT}}$$

$$A_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$$

$$= \frac{17 \frac{1}{4} \text{ in} \times \frac{3}{16} \text{ in} \times 17 \frac{1}{4} \text{ in}}{144 \times 15/16 \text{ in}}$$

$$= \frac{234 \text{ tube} \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 8 \text{ in}}$$

$$0,4132 \text{ ft}^2$$

$$0,0613 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{39.850,5240 \text{ lb/jam}}{0,4132 \text{ ft}^2}$$

$$= 96.443,6689 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada $T_c = 131 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu_L = 0,70 \text{ cp} \times 2,42 = 1,694 \text{ lb/ft}$$

$$D_e = 0,55 \text{ (fig 28 kern)}$$

$$R_{es} = (D_e \times G_s / \mu_L)$$

$$\left(\frac{0,55 \text{ ft} \times 96.443,6689 \text{ lb/j ft}^2}{1,694 \text{ lb/ft}} \right)$$

$$= 31.312,8795$$

7. $JH = 100 \text{ (fig 28 kern)}$ 8. Pada $T_c = 131 \text{ }^\circ\text{F}$

$$K = 0,137 \text{ btu/j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$C_p = 0,75 \text{ btu/lb }^\circ\text{F (fig 2 kern)}$$

$$(C_p \times \mu_L / K)^{1/3} = \left(\frac{0,75 \times 1,694}{0,137} \right)^{1/3}$$

$$= 2,100$$

9. $h_o = jH (K/D_e) (C_p \times \mu_L / K)^{1/3}$

$$= 100 \times (0,137 / 0,55) \times (2,3148)$$

$$= 692,4183 \text{ btu ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

5. Kecepatan massa

$$G_t = \frac{W_t}{A_t} = \frac{198.799,830 \text{ lb/jam}}{0,0613 \text{ ft}^2}$$

$$= 3.240.751,188 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada $t_c = 93,2 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,80 \text{ cp} \times 2,42 = 1,694 \text{ lb/ft}$$

$$D_i = 0,620 \text{ in (tabel 10)}$$

$$R_{et} = (D_i \times G_t / \mu \text{ air})$$

$$\left(\frac{0,051 \text{ ft} \times 3.240.751,188 \text{ lb/j ft}^2}{1,936 \text{ lb/ft}} \right)$$

$$= 86.425,5691$$

7. $JH = 160$ 8. Pada $t_c = 93,2 \text{ }^\circ\text{F}$

$$K = 0,356 \text{ btu.j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$C_p = 1 \text{ btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$(C_p \times \mu / K)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 1,936}{0,356} \right)^{1/3}$$

$$= 1,7584$$

9. $h_i = jH (K/D) (C_p \times \mu \text{ air} / K)^{1/3}$

$$\frac{h_i}{Q_t} = 160 \times \frac{1,7584}{0,05167} = 5.445,0164$$

$$h_i = 5.445,0164 \text{ btu/ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$10 \text{ } h_{io} = \left(5.445,0164 \times \frac{0,620}{0,75} \right)$$

$$= 4.501,2135 \text{ btu/ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefisient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(4.501,2135 \times 692,4183) \text{ btu/ft}^2\text{°F}}{(4.501,2135 + 692,4183) \text{ btu/ft}^2\text{°F}}$$

$$= 600,1046 \text{ btu/ft}^2\text{°F}$$

Sehingga Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{(600,1046 - 70,787) \text{ btu/j ft}^2\text{°F}}{(600,1046 \times 70,787) \text{ btu/j ft}^2\text{°F}} = 0,0124$$

Pressure drop

1. Untuk Res = 31.312,8795

$$f = 0,0019 \text{ (fig 29 kern)}$$

$$S = 0,89$$

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 12 \times 16 / 17 \frac{1}{4}$$

$$= 11 \text{ ft}$$

$$D_s = 17 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,1413 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times (D_s) \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \sigma}$$

$$= \frac{0,0019 \times (95.443,6689)^2 \times (0,1413) \times (11)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 0,89 \times 1}$$

$$= 0,0129 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

$$2. \text{ Untuk Ret} = 6.425,4203$$

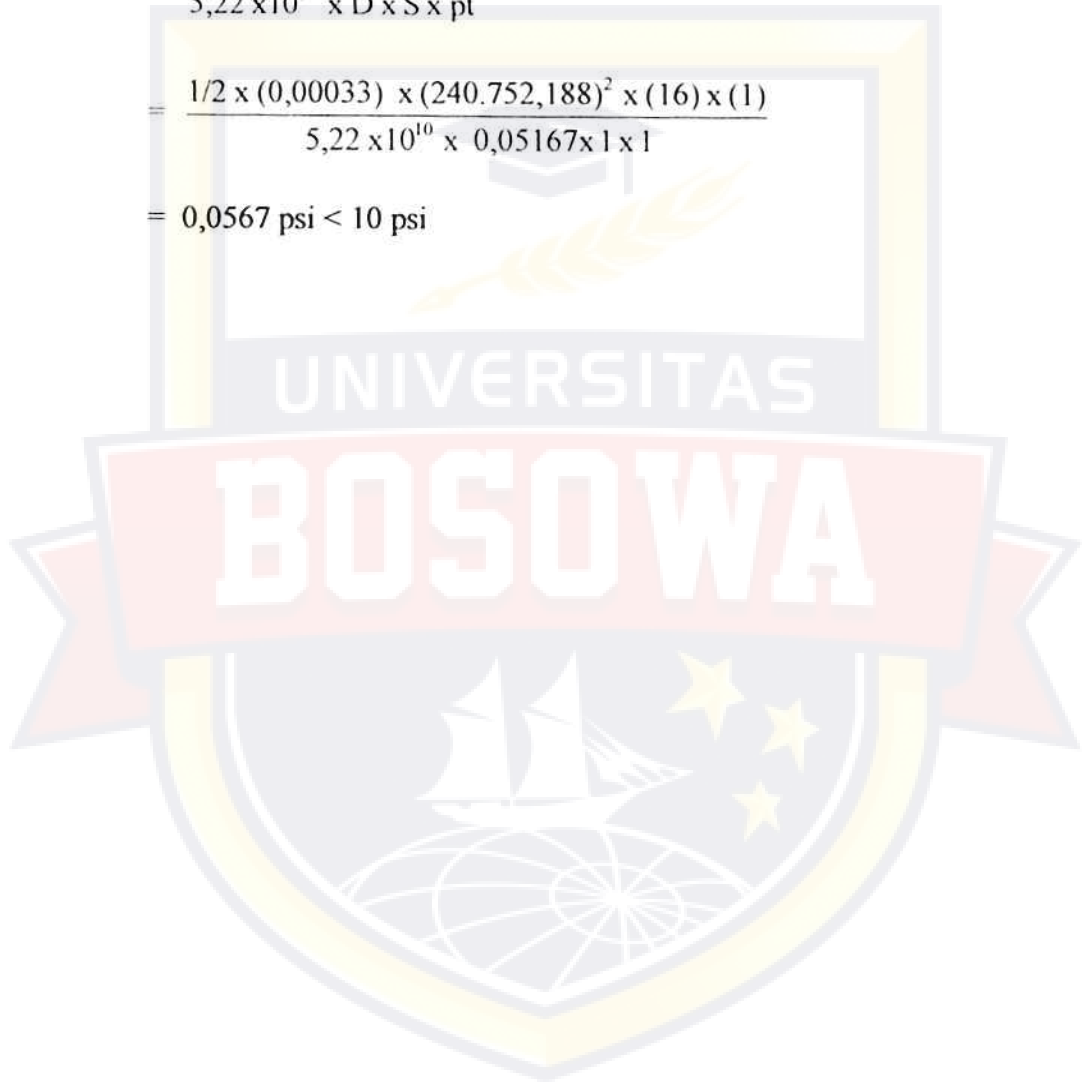
$$f = 0,00033$$

$$S = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{1/2 \times f \times (Gt)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S \times pt}$$

$$= \frac{1/2 \times (0,00033) \times (240.752,188)^2 \times (16) \times (1)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,05167 \times 1 \times 1}$$

$$= 0,0567 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$$



8. Rotary Drum Vakum Filter (RDVF)

Fungsi : Memisahkan larutan dan endapan dari ekstraktor

Dari neraca massa

Filtrat = 16.000,3100 kg/jam

= 35.264,6832 lb/jam

cake = 2.080,6168 kg/jam

= 4.585,6794 lb/jam

Viskositas (μ) = 0,3565 cp

= $2,4 \times 10^{-4}$ lb/ft dtk

Direncanakan merancang alat oliver camp ell vacum filter dengan data-data teknis sebagai berikut :

Putaran drum minimal = 1/10 rpm

Tekanan vacum = rendah = 10 – 15 inHg

tinggi = 15 – 20 inHg

Motor penggerak = 2 Hp = 1.450 rpm

$$V^2 + \frac{bANV}{a} = \frac{FNA^2}{a}$$

$$a = \frac{W}{2Pgc}$$

$$b = \frac{Rf}{Pgc}$$

Dimana :

V = Volume filtrat (ft³)

A = Filtration area (ft²)

N = Putaran drum (rpm)

F = Bagian drum yang terendam larutan

Rf = Filter resistance

X = Specific resistance cake (ft/lb)

W = lb solid yang diendapkan / ft³ filtrat

P = Tekanan filtrasi (lb/ft³)

μ = Viskositas filtrat (lb/ft dtk)

Cake = 4.585,6794 lb/jam

Filtrat = 35.264,6832 lb/jam

$$= 35.264,6832 \text{ lb} / 62,428 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 564,8856 \text{ ft}^3$$

$$W = \frac{4.585,6794 \text{ lb} / \text{jam}}{564,8856 \text{ ft}^3}$$

$$= 8,1178 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Badger dan Banchemo hal 589 diperoleh :

$$X = 1,42 \times 10^{-11} \text{ ft/lb}$$

$$Rf = 2,26 \times 10^{-4}$$

$$\text{Diambil } P = 15 \text{ inHg} = (15 \times 0,491) \text{ psi}$$

$$= 7,365 \text{ psi}$$

$$a = \frac{W}{2Pgc} = \frac{8,1178 \times 1,42 \times 10^{-11}}{2 \times 7,365 \times 32,174}$$

$$= 473,9230 \text{ dtk/ft}^2$$

$$= 7,8987 \text{ menit/ft}^2$$

$$b = \frac{2,26 \times 10^{-4} \times 1,42 \times 10^{-11}}{7,365 \times 32,174}$$

$$1,354,312 \text{ dtk} \cdot \text{ft}^2 \quad 22,571 \text{ menit} \cdot \text{ft}^2$$

9. Pompa RDVF (P - 04)

Fungsi : Mengalirkan produk dari rotary drum vakum filter ke menara distilasi .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 16.000,3100 kg/jam = 9,7980 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 133,9154 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0075 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{9,7980 \text{ lb/dtk}}{133,9154 \text{ lb/ft}^3} = 0,07316 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,07316)^{0,45} \times (133,9154)^{0,13} \\ &= 2,2720 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di \text{ opt} = 2,2720 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design " Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,07316 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 2,8916 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{133,9154 \text{ lb/ft}^3 \times 2,8916 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0075 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 8.891,1071 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 30,0000 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, \text{ Le} = 30 \times 0,1722 \text{ ft} = 5,1666 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, \text{ Le} = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, \text{ Le} = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$= 110,0730 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID} \\
 &= \frac{(2 \times 0,011 \times (2,8916)^2 \times 110,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}} \\
 &= 3,6516 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (2,8916)^2}{2 \times 32,3} \\
 &= 0,0649 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(2,8916)^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,1298 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma F_c &= (3,6516 + 0,0649 + 0,1298) \text{ ft lbf/lbm} \\
 &= 3,8463 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 2,8916 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Wf$$

$$\begin{aligned} - Wf &= (3,8463 \cdot (20) \cdot (2,8916)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 23,9761 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- Wf \times Q \times \rho \text{ mix}}{550} \\ &= \frac{23,9761 \text{ lbf/lbm} \times (0,07316 \text{ ft}^3/\text{dk} \times (133,9154 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,4270 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

10. Pompa Menara Distilasi (P - 05)

Fungsi : Mengalirkan etanol yang keluar dari menara distilasi ke reboiler .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 4072,0000 kg/jam = 2,4935 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 90,3929 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0061 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{2,4935 \text{ lb/dtk}}{90,3929 \text{ lb/ft}^3} = 0,0275 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economics Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0275)^{0,45} \times (90,3929)^{0,13} \\ &= 1,3920 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di_{opt} = 1,3920 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0275 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 1,0869 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \text{ mix} \times V \times \text{ID}}{\mu \text{ mix}} = \frac{90,3929 \text{ lb/ft}^3 \times 1,0869 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0061 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 2.255,8923 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

| | | |
|-------------------------|---|---------------------------|
| Panjang pipa lurus | = | 30,0000 ft |
| 3 buah elbow 90 (ID) | = | 30, Le = 30 x 0,1722 ft |
| | = | 15,4980 ft |
| 1 buah gate valve (ID) | = | 35, Le = 35 x 0,1722 ft |
| | = | 6,0270 ft |
| 1 buah globe valve (ID) | = | 340, Le = 340 x 0,1722 ft |
| | = | <u>58,5480 ft</u> |
| | | 110,0730 ft |

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID} \\
 &= \frac{(2 \times 0,011 \times (1,0869)^2 \times 110,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}} \\
 &= 0,5159 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (1,0869)^2}{2 \times 32,3} \\
 &= 9,171 \times 10^{-3} \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(1,0869)^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,0183 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma F_c &= (0,5159 + 9,171 \times 10^{-3} + 0,0183) \text{ ft lbf/lbm} \\
 &= 0,5434 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \text{ g/gc} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 2,8916 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/gc + \Delta V^2 / 2 \cdot a \cdot gc + \Delta P / \rho = Wf$$

$$\begin{aligned} - Wf &= (0,5434 + (20) + (1,0869)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 20,5617 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- Wf \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{20,5617 \text{ lbf/lbm} \times (0,0275 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (90,3929 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,0929 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

11. Pompa Tangki Akumulator (P - 06)

Fungsi : Mengalirkan etanol dari tangki akumulator ke tangki penampung etanol 2 .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 394,2345 kg/jam = 0,2414 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 90,3929 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0061 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{0,2414 \text{ lb/dtk}}{90,3929 \text{ lb/ft}^3} = 2,670 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (2,670 \times 10^{-3})^{0,45} \times (90,3929)^{0,13} \end{aligned}$$

$$= 0,4860 \text{ in}$$

$$Di_{opt} = 0,4860 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 1 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} = 0,1095 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$a = 0,8640 \text{ in}^2 = 6 \times 10^{-3} \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{2,670 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{dtk}}{6 \times 10^{-3} \text{ ft}^2} = 0,445 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{90,3929 \text{ lb/ft}^3 \times 0,445 \text{ ft/dtk} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,0061 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 5.763,3623 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

| | |
|---|-------------------|
| Panjang pipa lurus | = 30,0000 ft |
| 3 buah elbow 90 (ID) = 30, Le = 30 x 0,1722 ft | = 15,4980 ft |
| 1 buah gate valve (ID) = 35, Le = 35 x 0,1722 ft | = 6,0270 ft |
| 1 buah globe valve (ID) = 340, Le = 340 x 0,1722 ft | <u>58,5480 ft</u> |
| | 110,0730 ft |

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID} \\
 &= \frac{(2 \times 0,011 \times (2,8916)^2 \times 110,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}} \\
 &= 3,6516 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (2,8916)^2}{2 \times 32,3} \\
 &= 0,0649 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(2,8916)^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,1298 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma F_c &= (3,6516 + 0,0649 + 0,1298) \text{ ft lbf/lbm} \\
 &= 3,8463 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 2,8916 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Wf$$

$$\begin{aligned} - Wf &= (3,8463 + (20) + (2,8916)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 23,9761 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- Wf \times Q \times \rho \text{ mix}}{550} \\ &= \frac{23,9761 \text{ lbf/lbm} \times (0,07316 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (133,9154 \text{ lb/ft}^3))}{550} \\ &= 0,4270 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

12. Pompa Menara Distilasi (P – 07)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah menara distilasi ke cooler 2.

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 4.043,0200 kg/jam = 2,4757 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 133,9154 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0075 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{2,4757 \text{ lb/dtk}}{133,9154 \text{ lb/ft}^3} = 0,0184 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0184)^{0,45} \times (133,9154)^{0,13} \\ &= 1,2236 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di \text{ opt} = 1,2236 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0184 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 1,3750 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \text{ mix} \times V \times \text{ID}}{\mu \text{ mix}} = \frac{133,9154 \text{ lb/ft}^3 \times 1,3750 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0075 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 4.227,7091 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 60,0000 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, \text{ Le} = 30 \times 0,1722 \text{ ft} = 15,4980 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, \text{ Le} = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, \text{ Le} = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$140,0730 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID} \\
 &= \frac{(2 \times 0,011 \times (1,3750)^2 \times 140,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}} \\
 &= 1,0507 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (1,3750)^2}{2 \times 32,3} \\
 &= 0,0146 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(1,3750)^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,0293 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\Sigma F_c = (1,0507 + 0,0146 + 0,0293) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 1,0946 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \text{ g/gc} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 1,3750 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\sum F_c = \Delta Z \cdot g/gc + \Delta V^2 / 2 \alpha gc + \Delta P / \rho = Wf$$

$$- Wf = (1,0946 + (20) + (1,3750)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0$$

$$= 21,1239 \text{ lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- Wf \times Q \times \rho \text{ mix}}{550} \\ &= \frac{21,1239 \text{ lbf/lbm} \times (0,0184 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (133,9154 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,0946 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

13. Cooler 02 (C-02)

Fungsi : Menurunkan suhu uap yang keluar dari menara distilasi untuk diumpankan ke tangki pencampur.

Type : Shell and tube exchanger

Perhitungan :

Suhu liquida , T masuk = $78,65\text{ }^{\circ}\text{C} = 173,57\text{ }^{\circ}\text{F}$

T keluar = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$

Suhu air masuk, t masuk = $28\text{ }^{\circ}\text{C} = 82,4\text{ }^{\circ}\text{F}$

t keluar = $40\text{ }^{\circ}\text{C} = 104\text{ }^{\circ}\text{F}$

1. Neraca Panas

Panas yang diserap air = $139.867,7905\text{ kkal/jam}$
 = $555.030,9147\text{ btu/jam}$

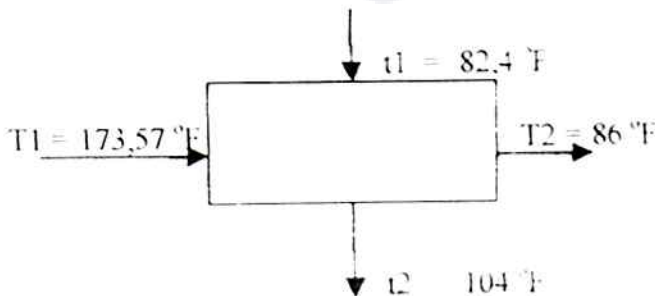
Kebutuhan air pendingin :

$$M = \frac{Q}{C_p \text{ air} \times \Delta T} = \frac{555.030,9147\text{ btu/jam}}{1\text{ btu/lb }^{\circ}\text{F} (104 - 82,4)^{\circ}\text{F}}$$

$$= 25.695,8756\text{ lb/jam}$$

Jumlah liquida yang didinginkan = $8.115,6400\text{ kg/jam}$
 = $17.886,8705\text{ lb/jam}$

2. LMTD



$$\text{LMTD} = \left(\frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \right) = \left(\frac{(91,17 - 18) \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln(91,17 - 18) \text{ } ^\circ\text{F}} \right)$$

$$45,1011 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Suhu kalori

$$T_c = T_{av} = 127,985 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(82,4 + 104) \text{ } ^\circ\text{F}}{2} = 93,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dipilih tube dengan OD = $\frac{3}{4}$ in, 16 BWG panjang 16 ft

Dari tabel 10 kern :

$$\text{ID tube} = 0,620 \text{ in}$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft/in ft}$$

$$\text{Flow area} = 0,302 \text{ in}^2$$

Dari tabel 8 kern :

$$\text{UD} = 5 - 75 \text{ btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi UD} = 75 \text{ btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} = \frac{555.030,9147 \text{ btu/jam}}{75 \text{ btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 45,1011 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 164,0849 \text{ ft}^2$$

Sehingga jumlah tube (Nt)

$$N_t = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{164,0849 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft/in ft} \times 16 \text{ ft}}$$

$$= 52,2430 \text{ tube}$$

Dipilih shell and tube exchanger

Dari tabel 9 kern :

Shell side

Tube side

ID shell = 10 in

Jumlah, panjang = 56, 16 ft

Passes = 2

OD, BWG, pitch = 3/4 in, 16, 15/16

Baffle = 10 in

Passes = 2

A baru = $N_t \text{ baru} \times L \times a''$

$$= 56 \times 16 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft/in ft}$$

$$= 175,8848 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD baru} = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{555.030,9147 \text{ btu/jam}}{175,8848 \text{ ft}^2 \times 45,1011 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 69,9683 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida panas, liquida lewat shell

Fluida dingin, air lewat tube

4. Flow area

4. Flow area

$$\text{Baffle} = 10 \text{ in}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$C' = \text{PT} - \text{OD} = (15/16 - 3/4) \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{\text{ID} \times C' \times B}{144 \times \text{PT}}$$

$$\frac{10 \text{ in} \times 3/16 \text{ in} \times 10 \text{ in}}{144 \times 15/16}$$

$$= 0,1388 \text{ ft}^2$$

$$A_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$$

$$\frac{56 \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 2}$$

$$= 0,0587 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{17.886,8705 \text{ lb/jam}}{0,1388 \text{ ft}} = 128.785,4676 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada $T_c = 127,985^\circ\text{F}$

$$\mu_L = 0,72 \text{ cp} \times 2,42 = 1,7424 \text{ lb/ft}$$

$$D_e = 0,55 \text{ (fig 28 kern)}$$

$$Re_s = (D_e \times G_s / \mu_L)$$

$$= \frac{0,55 \times 128.785,4676 \text{ lb/j ft}^2}{1,7424 \text{ lb/ft}}$$

$$= 40.651,9784$$

7. $JH = 120 \text{ (fig 28 kern)}$ 8. Pada $T_c = 127,985^\circ\text{F}$

$$K = 0,134 \text{ btu/j ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$C_p = 0,70 \text{ btu/lb }^\circ\text{F (fig 2 kern)}$$

$$(C_p \times \mu_L / K)^{1/3} = \left(\frac{0,70 \times 1,7424}{0,134} \right)^{1/3}$$

$$= 2,0877$$

9. $h_o = jH (K/D_e) (C_p \times \mu_L / K)^{1/3}$

$$= 120 \times (0,134 / 0,55) \times (2,3148)$$

$$= 732,9741 \text{ btu/ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

5. Kecepatan massa

$$G_t = \frac{W_t}{A_t} = \frac{25.695,8756 \text{ lb/jam}}{0,0587 \text{ ft}} = 437.583,5012 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada $t_c = 93,2^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,80 \text{ cp} \times 2,42 = 1,694 \text{ lb/ft}$$

$$D_i = 0,620 \text{ in (tabel 10)}$$

$$Re_t = (D_i \times G_t / \mu_{\text{air}})$$

$$= \frac{0,051 \text{ ft} \times 437.583,5012 \text{ lb/j ft}^2}{1,936 \text{ lb/ft}}$$

$$= 11.678,6877$$

7. $JH = 50$ 8. Pada $t_c = 93,2^\circ\text{F}$

$$K = 0,356 \text{ btu/j ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$C_p = 1 \text{ btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$(C_p \times \mu / K)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 1,936}{0,356} \right)^{1/3}$$

$$= 1,7584$$

9. $h_i = jH (K/D) (C_p \times \mu_{\text{air}} / K)^{1/3}$

$$= \left(50 \times \left(\frac{0,356}{0,05167} \right) \right)$$

$$h_i = 1.701,5676 \text{ btu/ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = \frac{1.701,5676 \times 0,620}{0,75}$$

Clean Overall Coefisient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.406,6292 \times 692,4183}{1.406,6292 + 692,4183}$$

$$= 464,0084 \text{ btu/ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sehingga Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{(464,0084 - 69,9683)}{(464,0084 \times 69,9683)} = 0,0121$$

Pressure drop

1. Untuk $Re_s = 40.651,9784$

$$f = 0,0020 \text{ (fig 29 kern)}$$

$$S = 0,89$$

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 12 \times 16 / 10$$

$$= 19 \text{ ft}$$

$$D_s = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times (D_s) \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \sigma_s}$$

$$= \frac{0,0020 \times (128.785,4676)^2 \times (0,8333) \times (10)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 0,89 \times 1}$$

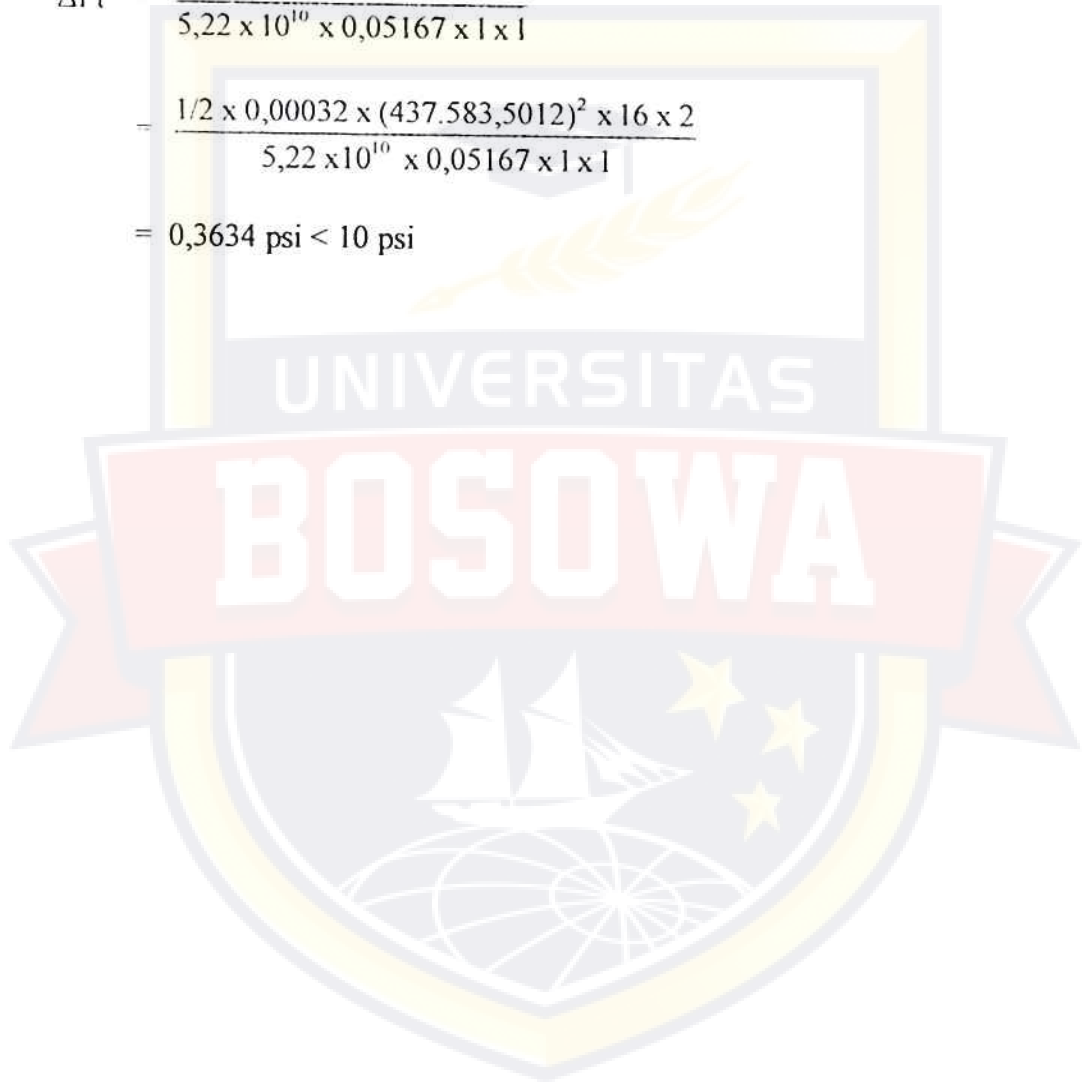
$$= 0,0248 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

$$2. \text{ Untuk Ret} = 11.678,6877$$

$$f = 0,00032$$

$$S = 1$$

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= \frac{1/2 \times f \times (Gt)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times 0,05167 \times 1 \times 1} \\ &= \frac{1/2 \times 0,00032 \times (437.583,5012)^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,05167 \times 1 \times 1} \\ &= 0,3634 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \end{aligned}$$



14. Tangki Pencucian (TP)

Fungsi : Tempat melarutkan larutan N-heksana

Type : Silinder tegak dengan penutup atas dan bawah berbentuk dishhead
head

Jumlah : 4 unit

Kondisi operasi

Kapasitas = 8.086,0400 kg/jam

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 27 °C

Density bahan N- heksana = 1200 kg/m³

Kapasitas tangki direncanakan untuk melarutkan N-heksana

Sg lemak = 0,9

Sg H₂O = 1

Sg N- heksana = 1,3

Sg tanin = 1,2

Konsentrasi campuran :

| Komponen | Jumlah (kg/jam) | Xf |
|------------------|-----------------|--------|
| Lemak | 1.014,3260 | 0,1254 |
| H ₂ O | 572,8000 | 0,0708 |
| N- heksana | 4.043,0200 | 0,5000 |
| Tanin | 2.455,8940 | 0,3037 |
| Total | 8.086,0400 | 1,0000 |

Maka Sg campuran adalah :

$$Sg \text{ mix} = (0,1254 \times 0,9) + (0,0708 \times 1) + (0,5000 \times 1,3) + (0,3037 \times 1,2)$$

$$1,8353$$

$$\rho_{\text{mix}} = 1,8353 \times 1.000 \text{ kg/m}^3 = 1.835,3000 \text{ kg/m}^3$$

Kapasitas tangki direncanakan untuk melarutkan N-heksana selama 1 minggu

$$M = 8.086,0400 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate massa} = 8.086,0400 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam}$$

$$= 1.358.454,7200 \text{ kg}$$

Direncanakan menggunakan 4 buah tangki, maka persediaan tiap tangki

$$= \frac{1.358.454,7200 \text{ kg}}{4} = 339.613,6800 \text{ kg}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{339.613,6800 \text{ kg}}{1.835,300 \text{ kg/m}^3} = 185,0453 \text{ m}^3$$

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% liquid

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 185,0453 \text{ m}^3 / 0,80 \\ &= 231,3066 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan Tinggi Silinder

$$\text{Ditetapkan tinggi silinder} = H = 1,5 D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$231,3066 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{231,3066 \text{ m}^3 / (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = \sqrt[3]{196,4387} \text{ m}$$

$$D = 5,8131 \text{ m} \approx 6 \text{ m}$$

$$\text{Jadi } H = 1,5 \times D = 1,5 \times 6 \text{ m} = 9 \text{ m}$$

Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki , Hl

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$185,0453 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$Hl = 185,0453 \text{ m}^3 / 0,25 \times \pi \times (6)^2$$

$$Hl = 6,5478 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$Ph = \rho \times g \times Hl$$

$$= 1.835,3000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 7 \text{ m}$$

$$= 126.030,051 \text{ N/m}^2$$

$$= 18,2836 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, Pd

$$Pd = Ph + P \text{ operasi}$$

$$= (18,2836 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 32,9836 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$Ts = \frac{Pd \times D}{2 (F \times e - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA - 301 B

Dimana :

$$Pd = \text{Tekanan design} = 32,9836 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 234,5911 \text{ in}$$

$$F = 15.000 \text{ Psi}$$

$$e = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

C = Faktor korosi = 0,125 in

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_s &= \frac{P \times D}{2(F \times E - 0,2P)} + C \\ &= \frac{32,9836 \text{ psi} \times 234,5911 \text{ in}}{2(15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 32,9836) \text{ psi}} \\ &= 0,3225 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$T_h = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{(F \times E - 0,1 \times P)} + C$$

Dimana : $R_c = ID / 2 = 234,5911 \text{ in} / 2 = 117,2955 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{0,885 \times 32,9836 \text{ psi} \times 117,2955 \text{ in}}{(0,8 \times 15.000 - 0,1 \times 32,9836) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,4104 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

OD = ID + 2 Th = 234,5911 in + (2 x 0,4104 in) = 235,4119 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk th = 3/8 in, diperoleh :

$$r = 235,4119 \text{ in}$$

$$icr = 1,125 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 117,2955 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

Dimana : AB = (ID/2) - icr = (117,2955 - 1,125) in = 116,1705 in

$$BC = r - icr = (235,4119 - 1,125) \text{ in} = 234,2869 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 235,4119 \text{ in} - \sqrt{(234,2869)^2 - (116,1705)^2} \\ &= (235,4119 - 203,4570) \text{ in} = 31,9540 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell \& Young)}$$

$$\text{Dipilih } sf = 2 \text{ in}$$

$$\text{Maka } OA = Th + b + Sf$$

$$= (0,4104 + 31,954 + 2) \text{ in}$$

$$= 34,3644 \text{ in}$$

$$= 0,8789 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki keseluruhan} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup}$$

$$= (9 + 0,0789) \text{ m}$$

$$= 10,7578 \text{ m}$$



15. Tangki N- Heksana (TP-01)

Fungsi : Tempat menyimpan / menampung larutan N-heksana

Type : Silinder tegak dengan penutup atas berupa standar dishead head dan penutup bawah berupa plat datar

Jumlah : 4 unit

Kondisi operasi

Kapasitas = 4.043,0200 kg/jam

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 27 °C

Density bahan N-heksana = 1.300 kg/m³

Kapasitas tangki direncanakan untuk menyimpan N-heksana selama 1 minggu

M = 4.043,0200 kg/jam

Rate massa = 4.043,0200 kg/jam x 168 jam
= 679.227,3600 kg

Direncanakan menggunakan 4 buah tangki, maka persediaan tiap tangki

$$= \frac{679.227,3600 \text{ kg}}{4} = 169.806,8400 \text{ kg}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{169.806,8400 \text{ kg}}{1300 \text{ kg/m}^3} = 130,6206 \text{ m}^3$$

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% liquid

$$\text{Volume silinder} = 130,6206 \text{ m}^3 \cdot 0,80 \\ = 163,2758 \text{ m}^3$$

Perhitungan Tinggi Silinder

Ditetapkan tinggi silinder = $H = 1,5 D$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$163,2758 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{163,2758 / (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = \sqrt[3]{251,1975}$$

$$D = 5,1759 \text{ m} = 5 \text{ m}$$

Jadi $H = 1,5 \times D = 1,5 \times 5 \text{ m} = 7,5 \text{ m}$

Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki, H_l

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times H_l$$

$$130,6206 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times H_l$$

$$H_l = 130,6206 / (0,25 \times \pi \times (5)^2)$$

$$H_l = 6,6555 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$P_h = \rho \times g \times H_l$$

$$= 1300 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 7 \text{ m}$$

$$= 89.271 \text{ N/m}^2$$

$$= 12.9508 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, P_d

$$P_d = P_h + P_{\text{operasi}}$$

$$= (12.9508 + 14.7) \text{ Psi} = 27.6508 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2(F \times E - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA 301 B

Dimana :

$$P_d = \text{Tekanan design} = 27,6508 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 195,4900 \text{ in}$$

$$F = 15.000 \text{ Psi}$$

$$E = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

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

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_s &= \frac{P \times D}{2(F \times E - 0,2 P)} + C \\ &= \frac{27,6508 \text{ psi} \times 195,4900 \text{ in}}{2(15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 27,6508) \text{ psi}} \\ &= 0,3503 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$T_h = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{(F \times E - 0,1 \times P)} + C$$

$$\text{Dimana : } R_c = ID / 2 = 195,4900 \text{ in} / 2 = 97,7450 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{0,885 \times 27,6508 \text{ psi} \times 97,7450 \text{ in}}{(0,8 \times 15.000 - 0,1 \times 27,6508) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,3243 \text{ in (diambil } 3/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 T_h = 195,4900 \text{ in} + (2 \times 0,3243 \text{ in}) = 196,1387 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk $th = 3/8$ in, diperoleh :

$$r = 196,1387 \text{ in}$$

$$icr = 1,125 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 97,7450 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$\text{Dimana : } AB = (ID/2) - icr = (97,7450 - 1,125) \text{ in} = 96,6200 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (196,1387 - 1,125) \text{ in} = 195,0137 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga : } b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 196,1387 \text{ in} - \sqrt{(195,0137)^2 - (96,6200)^2}$$

$$= 26,7429 \text{ in}$$

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell & Young)}$$

$$\text{Dipilih } sf = 2 \text{ in}$$

$$\text{Maka } OA = Th + b + Sf$$

$$= (0,3243 + 26,7429 + 2) \text{ in}$$

$$= 29,0672 \text{ in}$$

$$= 0,7434 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki keseluruhan} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup}$$

$$= (7,5 - 0,7434) \text{ m}$$

$$= 6,7566 \text{ m}$$

16. Pompa N-Heksana (P - 08)

Fungsi : Mengalirkan larutan n- Heksana dari tangki penampung n-Heksana ke tangki pencucian .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 4.043,5420 kg/jam = 2,4758 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 145,0750 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0068 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{2,4758 \text{ lb/dtk}}{145,0750 \text{ lb/ft}^3} = 0,0170 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus " Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0170)^{0,45} \times (140,0750)^{0,13} \\ &= 1,1926 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di \text{ opt} = 1,1926 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0170 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 0,6719 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{145,0750 \text{ lb/ft}^3 \times 0,6719 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0068 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 2.468,5686 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10,0000 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, \text{ L.e} = 30 \times 0,1722 = 5,1660 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, \text{ L.e} = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, \text{ L.e} = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$79,7410 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (0,6719)^2 \times 79,7410 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 0,1428 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (0,6719)^2}{2 \times 32,3}$$

$$= 3,5050 \times 10^{-3} \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(0,6719)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 7,010 \times 10^{-3} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (0,1428 + 3,5050 \times 10^{-3} + 7,010 \times 10^{-3}) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 0,1533 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 0,6719 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Wf$$

$$\begin{aligned} - Wf &= (0,1533 + (20) + (0,6719)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 20,1603 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- Wf \times Q \times \rho \text{ mix}}{550} \\ &= \frac{20,1603 \text{ lbf/lbm} \times (0,0068 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (140,0750 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550} \\ &= 0,0361 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

17. Pompa Tangki Pencucian (P - 09)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah tangki pencucian ke dekanter.

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 8.086,0400 kg/jam = 4,9516 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 150,2300 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0067 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{4,9516 \text{ lb/dtk}}{150,2300 \text{ lb/ft}^3} = 0,0329 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus " Plant Design and Economies Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di_{opt} = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0329)^{0,45} \times (150,2300)^{0,13} \\ &= 1,1611 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di_{opt} = 1.1611 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q/a = \frac{0,0329 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 1,3003 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times \text{ID}}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{150,2300 \text{ lb/ft}^3 \times 1,3003 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0067 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 5.020,0000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10,0000 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah elbow } 90^\circ (\text{ID}) = 30, L_e = 30 \times 0,1722 \text{ ft} = 5,1660 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, L_e = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, L_e = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$79,7410 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{gc \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (1,3003)^2 \times 79,7410 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 0,5340 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 gc} = \frac{0,5 \times (1,3003)^2}{2 \times 32,3}$$

$$= 0,0131 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha gc} = \frac{(1,3003)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,0262 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (0,5340 + 0,0131 + 0,0262) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 0,5733 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha gc} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 1,3003 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Wf$$

$$- Wf = (0,5733 + (20) + (1,3003)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0$$

$$= 20,5995 \text{ lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\text{BHP} = \frac{- Wf \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550}$$

$$= \frac{20,5995 \text{ lbf/lbm} \times (0,0067 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (150,2300 \text{ lb}/\text{ft}^3))}{550}$$

$$= 0,0376 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$P = \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \%$$

$$= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

18. Dekanter (DK)

Fungsi : Memisahkan campuran n-Heksana dari larutan tanin

Type : Silinder horisontal

Waktu pemisahan = 30 menit

Temperatur = 55 °C

Bahan konstruksi = Carbon steel SA- 283 grade C

Sg lemak = 0,9

Sg H₂O = 1,0

Sg n – Heksana = 1,3

Sg tanin = 1,2

Dari perhitungan neraca massa diketahui komponen yang masuk

| Komponen | Jumlah (kg/jam) | Xf |
|------------------|-----------------|--------|
| Lemak | 1.014,3260 | 0,1254 |
| H ₂ O | 572,8000 | 0,0708 |
| N- heksana | 4.043,0200 | 0,5000 |
| Tanin | 2.455,8940 | 0,3037 |
| Total | 8.086,0400 | 1,0000 |

Maka Sg campuran adalah :

$$\begin{aligned} Sg_{mix} &= (0,1254 \times 0,9) + (0,0708 \times 1) + (0,5000 \times 1,3) + (0,3037 \times 1,2) \\ &= 1,8353 \end{aligned}$$

$$\rho_{mix} = 1,8353 \times 1.000 \text{ kg/m}^3 = 1.835,3000 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik larutan dalam dekanter (Q)

$$Q = \frac{m}{\rho_{mix}} = \frac{8.086,0400}{1.835,3000} = 4,4058 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Perhitungan Volume Dekanter

$$\begin{aligned} V_t &= 4,4058 \text{ m}^3/\text{jam} \times 30 \text{ menit} \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \\ &= 2,2029 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan Tinggi Dekanter

Ditetapkan tinggi silinder = $H = 3 D$

$$\text{Volume silinder} = \frac{3}{4} \times \pi \times D^2 \times H = \frac{9}{4} \times \pi \times D^3$$

$$\text{Volume elipsoidal, } V_n = \frac{\pi}{12} \times D^3$$

Untuk ratio jari-jari (a) dan tinggi tutup (b) = 2 : 1, maka

$$\begin{aligned} \text{Volume dekanter} &= \frac{3}{4} \times \pi \times D^3 \times 1,5 + \frac{\pi}{12} \times D^3 \\ &= \left(\frac{10}{12}\right) \pi \times D^3 \end{aligned}$$

Diameter dekanter

$$D = \left(\frac{12 \times V}{10 \times \pi}\right)^{1/3} = \left(\frac{12 \times 2,7536}{10 \times 3,14}\right)^{1/3} = 1,0171 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi dekanter, } H = 3 \times D = 3 \times 1,0171 \text{ m} = 3,0514 \text{ m}$$

Perhitungan tinggi tutup elipsoidal = 2 x jari-jari

$$= 2 \times \frac{1}{2} \times 1,0171 \text{ m} = 1,0171 \text{ m}$$

Jadi panjang dekanter = $H + 2 (\text{jari-jari})$

$$= 3,0514 \text{ m} + 2 \left(\frac{1}{2} \times 1,0171\right) = 5,0826 \text{ m}$$

Perhitungan Tebal silinder

Tinggi liquid dalam tangki , Hl

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$2,2029 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$Hl = 2,2029 \text{ m}^3 / 0,25 \times \pi \times (1,0171)^2$$

$$Hl = 2,7126 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$Ph = \rho \times g \times Hl$$

$$= 1.835,3000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 2,7126 \text{ m}$$

$$= 48.839,8040 \text{ N/m}^2$$

$$= 7,0853 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, Pd

$$Pd = Ph + P \text{ operasi}$$

$$= (7,0853 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 21,7853 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$Ts = \frac{Pd \times D}{2 (F \times e)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA - 301 B

Dimana :

$$Pd = \text{Tekanan design} = 21,7853 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 39,7665 \text{ in}$$

$$f = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

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

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_s &= \frac{P \times D}{2(F \times E - 0,2P)} + C \\ &= \frac{21,7853 \text{ psi} \times 39,7665 \text{ in}}{2(15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 21,7853) \text{ psi}} \\ &= 0,1610 \text{ in (diambil } 3/16 \text{ in)} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$T_h = \frac{Pd \times V}{2(F \times E - 0,2 \times P)} + C$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } V &= \text{Faktor intensifikasi tegangan} = 1/6 (2 + k^2) = 1/6 \left(2 + \frac{2,0}{9} \right)^2 \\ &= 1,15 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } T_h &= \frac{21,7853 \text{ psi} \times 39,7665 \text{ in} \times 1,15}{2(0,8 \times 15.000 - 0,2 \times 21,7853) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,166 \text{ in (diambil } 3/16 \text{ in)} \end{aligned}$$

19. Pompa Dekanter (P-10)

Fungsi : Mengalirkan produk atas dari dekanter ke evaporator .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 5.630,1460 kg/jam = 3,4477 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 140,0750 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0068 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{3,4477 \text{ lb/dtk}}{145,0750 \text{ lb/ft}^3} = 0,0237 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economics Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : $Di \text{ opt}$ = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0237)^{0,45} \times (145,0750)^{0,13} \\ &= 1,3843 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi pipa nominal 2 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$OD = 2,375 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$ID = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$a = 3,653 \text{ in}^2 = 0,0253 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q / a = \frac{0,0237 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0253 \text{ ft}^2} = 0,9367 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \times V \times ID}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{145,0750 \text{ lb/ft}^3 \times 0,9367 \text{ ft/dtk} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0068 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 3.441,4751 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh } \epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon / ID = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 30,0000 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90^\circ (ID) = 30, Le = 30 \times 0,1722 \text{ ft} \times 3 = 15,4980 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, Le = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 34, Le = 34 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$110,0730 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$F_c = \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID}$$

$$= \frac{(2 \times 0,011 \times (0,9367)^2 \times 110,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,1722 \text{ ft}}$$

$$= 0,1915 \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_c = \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (0,9367)^2}{2 \times 32,2}$$

$$= 6,8121 \times 10^{-3} \text{ ft lbf/lbm}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_c = \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(0,9367)^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,0136 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F_c = (0,1915 + 6,8121 \times 10^{-3} + 0,0136) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 0,2119 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 0,9367 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_f$$

$$\begin{aligned} - W_f &= (0,2119 + (20) + (0,9367)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 20,2256 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{-W_f \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{20,2256 \text{ lbf/lbm} \times (0,0068 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (145,0750 \text{ lb/ft}^3))}{550} \\ &= 0,0362 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

20. Pompa Dekanter (P-11)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah dekanter ke sentrifuge .

Type : Pompa sentrifugal

Dasar perencanaan :

Laju alir bahan masuk (w) = 2.455,8940 kg/jam = 1,5039 lb/dtk

Density etanol (ρ) = 134,7247 lb/ft³

Viscositas etanol (μ) = 0,0075 lb/ft dtk

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = w / \rho = \frac{1,5039 \text{ lb/dtk}}{134,7247 \text{ lb/ft}^3} = 0,0116 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Dianggap aliran turbulen dari (Peters and Timmerhaus “ Plant Design and Economics Pers 15 hal 496) untuk mencari diameter optimum :

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

Dimana : Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft³/dtk)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0116)^{0,45} \times (134,7247)^{0,13} \\ &= 0,9920 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Di \text{ opt} = 0,9920 \text{ in}$$

Standarisasi pipa nominal 1 in sch 40 (Brownell and Young "Process Equipment Design" Apendiks K hal 387)

$$OD = 1,315 \text{ in} = 0,1095 \text{ ft}$$

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ in}^2 = 6 \times 10^{-3} \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = Q / a = \frac{0,0116 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{6 \times 10^{-3} \text{ ft}^2} = 1,9333 \text{ ft/dtk}$$

Cek bilangan reynold

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \text{ mix} \times V \times ID}{\mu \text{ mix}} = \frac{134,7247 \text{ lb/ft}^3 \times 1,9333 \text{ ft/dtk} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,0075 \text{ lb/ft dtk}} \\ &= 3.034,7942 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari (Peters and Timmerhaus, fig 14-1 hal 482) untuk bahan commercial steel)

$$\text{Diperoleh : } \varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon / ID = 0,00087$$

$$f = 0,011$$

Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 30,0000 \text{ ft}$$

$$3 \text{ buah elbow } 90 \text{ (ID)} = 30, L_e = 30 \times 0,1722 \text{ ft} = 15,4980 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve (ID)} = 35, L_e = 35 \times 0,1722 \text{ ft} = 6,0270 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve (ID)} = 340, L_e = 340 \times 0,1722 \text{ ft} = 58,5480 \text{ ft}$$

$$110,0730 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi (F_c)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{2 f V^2 \Sigma L}{g_c \times ID} \\
 &= \frac{(2 \times 0,011 \times (1,9333)^2 \times 110,0730 \text{ ft})}{32,2 \times 0,0874 \text{ ft}} \\
 &= 3,2161 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{K_c V^2}{2 g_c} = \frac{0,5 \times (1,9333)^2}{2 \times 32,3} \\
 &= 0,0290 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_c &= \frac{V^2}{2 \alpha g_c} = \frac{(1,9333)^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,0580 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\Sigma F_c = (3,2161 + 0,0290 + 0,0580) \text{ ft lbf/lbm}$$

$$= 3,3034 \text{ ft lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} = Q - W_f - \Sigma F_c$$

Dimana :

$$V_1 = 0 \text{ (diameter tangki } \gg \text{ diameter pipa)}$$

$$V_2 = 1,9333 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 20 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\Sigma F_c + \Delta Z \cdot g/g_c + \Delta V^2 / 2 \alpha g_c + \Delta P / \rho = W_f$$

$$\begin{aligned} - W_f &= (3,3034 + (20) + (1,9333)^2 / 2 \times 1 \times 32,2) + 0 \\ &= 23,3614 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{- W_f \times Q \times \rho_{\text{mix}}}{550} \\ &= \frac{23,3614 \text{ lbf/lbm} \times (0,0116 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times (134,7247 \text{ lb/ft}^3))}{550} \\ &= 0,0663 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung power pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \quad \text{dimana : } \eta = 80 \% \\ &= \frac{0,5 \text{ Hp}}{0,8} = 0,625 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

21. Evaporator (EV)

Fungsi : Menguapkan n-Heksana

Type : Standar vertikal tube evaporator

Data fluida masuk dalam kondisi kesetimbangan

Rate massa penguapan = 2.830,1140 kg/jam

Suhu masuk (t1) = 50 °C

Suhu keluar (t2) = 75 °C

Entalpi pengembunan λ = 108 kkal/kg °C

Kapasitas evaporator

$$\text{Volume liquid, } V1 = \frac{4.043,0200 \text{ kg/jam}}{1.300 \text{ kg/m}^3} = 3,1100 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume uap, } V2 = \frac{2.830,1140 \text{ kg/jam}}{1.300 \text{ kg/m}^3} = 2,1770 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = V1 + V2 = (3,1100 + 2,1770) \text{ m}^3 = 5,2870 \text{ m}^3$$

Safety factor = 20%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas evaporator} &= 1,2 (5,2870 \text{ m}^3) \\ &= 6,3441 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan Tinggi Silinder

Ditetapkan tinggi silinder = H = 1,5 D

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D^2 \times (1,5 D) \end{aligned}$$

$$6,3441 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^3 \times (1,5)$$

$$D^3 = \sqrt[3]{6,3441 / (0,25 \times \pi \times 1,5)}$$

$$D = 1,753 \text{ m} \approx 2 \text{ m} \quad \text{Jadi } H = 1,5 \times D = 1,5 \times 2 \text{ m} = 3 \text{ m}$$

Perhitungan Tebal Silinder

Tinggi liquid dalam tangki , Hl

$$\text{Volume liquid} = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$5,2870 \text{ m}^3 = 0,25 \times \pi \times D^2 \times Hl$$

$$Hl = 5,2870 / 0,25 \times \pi \times (2)^2$$

$$Hl = 1,6837 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik

$$Ph = \rho \times g \times Hl$$

$$= 1300 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/dtk} \times 1,6837 \text{ m}$$

$$= 21.472,9652 \text{ N/m}^2$$

$$= 3,1151 \text{ Psi}$$

Tekanan Design, Pd

$$Pd = Ph + P \text{ operasi}$$

$$= (3,1151 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 17,8150 \text{ Psi}$$

Tebal Silinder

$$Ts = \frac{Pd \times D}{2 (F \times e - 0,2 \times P)} + C$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA - 301 B

Dimana :

$$Pd = \text{Tekanan design} = 17,8150 \text{ Psi}$$

$$D = \text{Diameter} = 78,1970 \text{ in}$$

$$F = 15.000 \text{ Psi}$$

$$E = \text{Faktor pengelasan} = 80\%$$

C = Faktor korosi = 0,125 in

$$\text{Sehingga } T_s = \frac{P \times D}{2 \sigma_t \times L - 0,2 P} + C$$

$$= \frac{17,8150 \text{ psi} \times 78,1970 \text{ in}}{2 (15.000 \times 0,8 - 0,2 \times 17,8150) \text{ psi}}$$

$$= 0,1830 \text{ in (diambil } 3/16 \text{ in)}$$



22. Sentrifuge (SF)

Fungsi : Memisahkan tanin dari larutannya

Type : Dish centrifuge

Bahan yang masuk = 3.028,644 kg/jam

ρ mix = 1.162 kg/m³

Cairan yang terpisah = $\frac{2.455,8940 \text{ kg/jam}}{1.162 \text{ kg/m}^3}$

= 2,1135 m³/jam

= 74,6359 ft³/jam

= 558,3150 gallon/ jam

= 9,3052 gallon/menit

Dari Perry tabel 19-29 hal 19-89 diperoleh dish bowl centrifuge

Kapasitas = 0,1 – 10 gpm

Bowl diameter = 7 in

Kecepatan putar = 12.000 rpm

Power motor = 6 Hp

Daya centrifuge (relatif centrifuge force)

Ref = $0,0000142 \times n^2 \times Db$

= $0,0000142 \times (12.000)^2 \times 7 \text{ in}$

= 14.313,600 lbf

Keterangan :

n = Kecepatan putaran bowl, rpm

Db = Diameter bowl, in

Berdasarkan Ref, maka diatas dipilih centrifuge dengan :

Type = Dish centrifuge

Putaran = 12.000 rpm

Db = 7 in

Kapasitas = 0,1 – 10 gpm



23. Kristaliser (K)

Fungsi : Membentuk kristal tanin.

Bahan yang masuk = 2.455,8940 kg/jam
 = 5.412,7903 lb/jam

Kristal yang terbentuk = 2.155,9663 kg/jam = 4.751,7497 lb/jam

Dari neraca panas diperoleh :

$Q = 153.288,0335 \text{ kkal/jam}$
 $= 608.296,1242 \text{ btu/jam}$

$$LMTD = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

Suhu masuk = $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Suhu keluar = $28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$

Suhu pendingin masuk = $28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$

Suhu pendingin keluar = $35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$

$$LMTD = \frac{(39,6 - 12,6)}{\ln(39,6 / 12,6)} = 23,5780^\circ\text{F}$$

Digunakan Swenson walker crystalizer

$$L = \frac{Q}{3UD \times LMTD}$$

Dimana : L = panjang kristaliser

Untuk heavy organik dan air harga UD = 5 -75

Diambil UD = $70 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$

$$L = \frac{608.296,1242 \text{ btu/jam}}{3 \times 70 \times 23,5780} \\ = 12,285$$

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI



Bahaudin. T
&
Sahrul Hi Daud

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

1. Perkiraan Harga Alat

Pabrik tanin ini direncanakan didirikan pada tahun 2011. Penaksiran harga semua peralatan pada setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian saat itu. Untuk penaksiran harga peralatan, diperlukan suatu indeks harga yang digunakan sebagai pedoman untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditentukan harga peralatan pada saat ini. Penentuan indeks harga dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k} \quad (\text{Peter, S \& Timmerhouse, P - 164})$$

Dimana : C_x = Penaksiran harga peralatan pada tahun pembelian

C_k = Harga peralatan pada kapasitas yang ada

I_x = Indeks harga peralatan pada tahun pembelian

I_k = Indeks harga pada tahun yang ada

Dari Tabel 3 Peter, s & Timmerhouse ; P - 163, diperoleh indeks harga dari tahun 1994 sampai tahun 2003. Dengan menganggap kenaikan harga tetap tiap tahun dan merupakan fungsi linier sehingga indeks harga pada tahun rancangan dapat dihitung berdasarkan persamaan garis lurus. Penentuan indeks harga ini dilakukan dengan metode last square (Peters ; P- 760).

Tabel D.1. Data indeks harga setiap tahun

| No | Tahun (x) | Indeks harga (y) |
|----|-----------|------------------|
| 1 | 1994 | 721 |
| 2 | 1995 | 746 |
| 3 | 1996 | 761 |
| 4 | 1997 | 780 |
| 5 | 1998 | 790 |
| 6 | 1999 | 798 |
| 7 | 2000 | 814 |
| 8 | 2001 | 852 |
| 9 | 2002 | 895 |
| 10 | 2003 | 904 |

Berdasarkan data tersebut diatas, maka dengan metode regresi (persamaan linier) diperoleh indeks harga pada tahun pendirian pabrik yaitu tahun 2011 sebesar 1.009

Dengan menggunakan persamaan linier pada metode penaksiran harga, maka diperoleh harga peralatan proses seperti terlihat pada Tabel D.2 dan Tabel D.3. Untuk menghitung harga peralatan dengan kurs dollar dapat dilihat pada Figur 5.3 sampai Figure 5.16 Ulrich. P. 287 – 322.

Contoh perhitungan harga peralatan pada alat proses adalah :

- **Tangki Etanol**

Kode : T – 01

Kapasitas : 6.027 kg/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 4 unit

Maka dari fig. 14 – 56 Peters didapat harga untuk tahun 2003 = US\$

19 656

Maka harga alat pada tahun 2011 :

$$= \text{harga alat pada tahun 2003} \times \frac{\text{Indeks harga tahun 2011}}{\text{Indeks harga tahun 2003}}$$

$$= \text{US\$} . 19.656 \times \frac{1.009}{904}$$

$$= \text{US\$} . 21.939$$

▪ Pompa Etanol

Kode : P - 01

Kapasitas : 4.563.5420 kg/jam

Type : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Maka dari fig 14-56 Peters didapat harga untuk tahun 2003 = US\$ = 1.680

Maka harga alat pada tahun 2011 :

$$= \text{harga alat tahun 2003} \times \frac{\text{Indeks harga tahun 2011}}{\text{Indeks harga tahun 2003}}$$

$$= \text{US\$} . 1.680 \times \frac{1.009}{904}$$

$$= \text{US\$} . 1.875$$

Dengan cara yang sama diperoleh harga peralatan yang lain

Tabel D.2. Harga Peralatan Proses

| No | Nama Alat | Kode | Harga/unit (US\$) | Jumlah (buah) | Harga total (US\$) |
|----|-------------------------|--------|----------------------|------------------|-----------------------|
| 1 | Bucket Elevator | BE | 37.517 | 1 | 37.517 |
| 2 | Ball Mill | BM | 28.215 | 1 | 28.215 |
| 3 | Vibrating Screen | VS | 31.310 | 1 | 31.310 |
| 4 | Tangki P. Etanol segar | TP- 01 | 21.939 | 4 | 87.756 |
| 5 | Pompa P. Etanol segar | P -01 | 1.875 | 1 | 1.875 |
| 6 | Tangki P. Etanol | TP-02 | 26.468 | 6 | 158.808 |
| 7 | Pompa P. Etanol | P - 02 | 1.986 | 1 | 1.986 |
| 8 | Screw Conveyor | SC | 4.094 | 1 | 4.094 |
| 9 | Ekstraktor | EX | 97.825 | 1 | 89.463 |
| 10 | Pompa Ekstraktor | P - 03 | 2.985 | 1 | 2.985 |
| 11 | Cooler | CO-01 | 2.543 | 1 | 2.543 |
| 12 | RDVF | RDVF | 17.401 | 1 | 17.401 |
| 13 | Pompa RDVF | P - 04 | 1.865 | 1 | 1.865 |
| 14 | Menara Distilasi | MD | 56.959 | 1 | 56.959 |
| 15 | Pompa Menara Distilasi | P - 05 | 1.556 | 1 | 1.556 |
| 16 | Akumulator | AK-01 | 16.381 | 1 | 16.381 |
| 17 | Pompa Akumulator | P - 06 | 1.675 | 1 | 1.675 |
| 18 | Condensor | CD-01 | 15.757 | 1 | 15.757 |
| 19 | Reboiler | RB | 7.395 | 1 | 7.395 |
| 20 | Pompa Menara Distilasi | P - 07 | 1.768 | 1 | 1.768 |
| 21 | Cooler | CO-02 | 6.061 | 1 | 6.061 |
| 22 | Tangki P. N- Heksana | TP -03 | 13.532 | 4 | 54.128 |
| 23 | Pompa tangki N- heksana | P - 08 | 1.768 | 1 | 1.768 |
| 24 | Tangki Pencucian | TP | 12.812 | 4 | 51.248 |
| 25 | Pompa Tangki pencucian | P - 09 | 1.687 | 1 | 1.687 |
| 26 | Dekanter | DK | 23.994 | 1 | 23.994 |
| 27 | Pompa Dekanter | P - 10 | 1.524 | 1 | 1.524 |
| 28 | Evaporator | EV | 67.963 | 1 | 67.963 |
| 29 | Pompa Dekanter | P - 11 | 1.798 | 1 | 1.798 |
| 30 | Condensor | CD-02 | 7.934 | 1 | 7.934 |
| 31 | Akumulator | AK-02 | 3.874 | 1 | 3.874 |
| 32 | Sentrifuge | SF | 28.390 | 1 | 28.390 |
| 33 | Kristaliser | K | 29.261 | 1 | 29.261 |
| 34 | Belt Conveyor | BC | 10.390 | 1 | 10.390 |
| 35 | Blending Silo | S | 3.950 | 1 | 3.950 |
| | Total | | | | 814.955 |

Total harga peralatan proses pada tahun 2011 = US\$ = 814.955

Diperkirakan biaya import, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 25% dari total harga alat.

Jadi harga alat = $1,25 \times \text{US\$ } 814.955 = \text{US\$ } 1.018.693,800$

Tabel D.3 . Perkiraan Harga Peralatan pada Unit Utilitas

| No | Nama Peralatan | Kode | Jumlah (unit) | Harga /unit (US\$) | Total harga (US\$) |
|----|----------------------|---------|------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1 | Steam Boiler | Q - 01 | 1 | 76.196 | 79.196 |
| 2 | T. Bhn bakar boiler | F - 06 | 1 | 63.538 | 63.538 |
| 3 | T. Clarifier | H - 01 | 1 | 2.257 | 2.257 |
| 4 | Sand Filter | 11 - 02 | 1 | 4.657 | 4.657 |
| 5 | Kation Exchanger | KE - 01 | 1 | 16.876 | 16.876 |
| 6 | Anion Exchanger | AE - 02 | 1 | 13.822 | 13.822 |
| 7 | T. Air lunak | F - 05 | 1 | 2.657 | 2.657 |
| 8 | Cooling Tower | P - 01 | 1 | 78.965 | 78.965 |
| 9 | Generator | N | 1 | 21.239 | 21.239 |
| 10 | T. Bhn bkr generator | F | 1 | 29.761 | 29.761 |
| 11 | Pompa air sungai | L - 01 | 2 | 1.350 | 2.750 |
| 12 | Pompa clarifier | L - 02 | 2 | 1.350 | 2.750 |
| 13 | Pompa bak sanitasi | L - 03 | 2 | 1.145 | 2.290 |
| 14 | P. Bak air pendingin | L - 04 | 2 | 1.286 | 2.572 |
| 15 | Pompa Recirculasi | L - 05 | 2 | 1.436 | 2.872 |
| 16 | Pompa Ion exchanger | L - 06 | 2 | 1.423 | 2.846 |
| 17 | Pompa air proses | L - 07 | 2 | 1.103 | 2.206 |
| 18 | P. ke steam boiler | L - 08 | 2 | 1.576 | 3.152 |
| | Totai | | | | 334.406 |

Total harga peralatan utilitas pada tahun 2011 = US\$. 334.406

Diperkirakan biaya import, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 25% dari harga alat.

Jadi harga alat = 1,25 x US\$. 334.406

Tabel D.4. Perkiraan Harga Peralatan Utilitas yang Dibuat Dilokasi

| No | Nama Alat | Kode | Jumlah (unit) | Harga/unit (Rp) | Harga total (Rp) |
|----|-------------------|--------|------------------|--------------------|---------------------|
| 1 | Bak air sungai | F- 01 | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 2 | Bak air bersih | F - 04 | 1 | 2.000.000 | 2.000.000 |
| 3 | Bak air sanitasi | F - 05 | 1 | 2.800.000 | 2.800.000 |
| 4 | Bak air pendingin | F 06 | 1 | 2.750.000 | 2.750.000 |
| | Total | | | | 10.550.000 |

Total harga peralatan = harga peralatan proses + harga alat unit utilitas

= US\$. 1.018.693,800 + US\$. 418.007,500

= US\$. 1.436.701,250

Diambil kurs konversi 1 US\$ = Rp. 10.000,-

Maka harga peralatan = Rp. 10.000,- / 1 US\$ x US\$ 1.436.701,250

= Rp. 14.367.012.500

Total harga peralatan = Rp. 14.367.012.500 + Rp.10.550.000

= Rp. 14.377.562.500

2. Perkiraan Modal Investasi (Capital Investment)

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan Tabel 17. Peters hal. 813 :

a. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

1. Biaya langsung (Direct cost)

| | | |
|---------------------------------|---------|--------------------|
| a. Harga peralatan | 100% | Rp. 14.377.562.500 |
| b. Pemasangan alat | 39% (a) | Rp. 5.607.249.375 |
| c. Instrumentasi & alat kontrol | 13% (a) | Rp. 1.869.083.125 |
| d. Perpipaan | 31% (a) | Rp. 4.457.044.375 |
| e. Instalasi listrik | 10% (a) | Rp. 1.437.756.250 |
| f. Bangunan & perawatan | 29% (a) | Rp. 4.169.493.125 |
| g. Fasilitas pelayanan | 55% (a) | Rp. 7.907.659.375 |
| h. Halaman | 10% (a) | Rp. 1.437.756.250 |
| i. Tanah | 6% (a) | Rp. 862.653.750 |

Total Rp. 42.126.258.125

2. Biaya tak langsung (Indirect cost)

| | | |
|---------------------------|---------|-------------------|
| a. Rekayasa dan supervisi | 32% (a) | Rp. 4.600.820.000 |
| b. Biaya konstruksi | 34% (a) | Rp. 4.888.371.250 |

Total Rp. 9.489.191.250

3. Biaya tak terduga 43% (a) Rp. 6.182.351.875

Modal tetap :

$$FCI = (1) + (2) + (3)$$

$$= \text{Rp. } 59.357.766.781$$

b. Modal Kerja (Working Capital Investment)

$$WCI = 15 \% \times TCI$$

$$= 15\% \times \text{Rp. } 59.357.766.781$$

$$= \text{Rp. } 10.474.900.020$$

c. Modal Total (Total Capital Investment)

$$TCI = FCI + 0,15 TCI$$

$$TCI - 0,15 TCI = FCI$$

$$0,85 TCI = FCI$$

$$TCI = FCI / 0,85$$

$$= \text{Rp. } 59.357.766.781 / 0,85$$

$$= \text{Rp. } 69.832.666.801$$

Investasi ini direncanakan 40% biaya sendiri dan 60% biaya modal pinjaman dengan masa konstruksi 2 (dua) tahun. Dimana 60% dari investasi total dikeluarkan pada tahun pertama.

a. Investasi pada tahun pertama (-1) konstruksi :

Investasi tahun pertama adalah 60% TCI

$$= 60\% \times \text{Rp. } 69.832.666.801$$

$$= \text{Rp. } 41.899.600.081$$

Terdiri dari 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman

$$1. \text{ Modal sendiri} = 40\% \times \text{TCI}$$

$$= 40\% \times \text{Rp. } 69.832.666.801$$

$$= \text{Rp. } 27.933.066.721$$

$$2. \text{ Modal pinjaman} = \text{investasi tahun pertama} - \text{modal sendiri}$$

$$= \text{Rp} (41.899.600.081 - 27.933.066.721)$$

$$= \text{Rp. } 13.966.533.360$$

Bunga pinjaman akhir tahun pertama sebesar 15% pertahun

$$= 15\% \times \text{modal pinjaman}$$

$$= 15\% \times \text{Rp. } 13.966.533.360$$

$$= \text{Rp. } 2.094.980.004$$

Total investasi tahun pertama konstruksi :

$$= \text{Investasi tahun pertama} + \text{bunga pinjaman}$$

$$= \text{Rp. } 41.899.600.081 + \text{Rp. } 2.094.980.004$$

$$= \text{Rp. } 42.108.558.085$$

b. Investasi pada akhir tahun masa konstruksi (tahun 0)

Pada akhir masa konstruksi ditentukan biaya 40% dari total capital

investment (TCI)

$$= 40\% \times \text{TCI}$$

$$= 40\% \times \text{Rp. } 69.832.666.801$$

$$= \text{Rp. } 27.933.066.721$$

Total pinjaman pada akhir masa konstruksi :

$$= 1,15 (\text{Rp. } 13.966.533.360 + \text{Rp. } 2.094.980.004 + 27.933.066.721)$$

$$= \text{Rp. } 50.593.767.097.700$$

Total investasi pada akhir masa konstruksi :

$$= \text{Rp. } 27.933.066.721 + \text{Rp. } 50.593.767.097,700$$

$$= \text{Rp. } 78.526.833.818,700$$

3. Perhitungan Biaya Produksi dan Biaya Operasi

Biaya ini merupakan jumlah biaya langsung, biaya tidak langsung dan biaya tetap yang berhubungan dengan pembuatan produk.

1. Biaya bahan baku

a. Buah pinang

Kebutuhan : 6.027 kg/jam

Harga per kg : Rp. 7.000

Harga pertahun : Rp. 337.556.650.000

b. Etanol

Kebutuhan : Rp. 4.536,5420

Harga per kg : Rp. 16.850

Harga pertahun : Rp. 605.532.606.800

2. Biaya bahan pembantu

N – Heksana

Kebutuhan : Rp. 4043,0200 kg/jam

Harga per kg : Rp. 22.000

Harga pertahun : Rp. 541.640.743.200

3. Biaya utilitas

Listrik

Kebutuhan : 131,5932 kwh

Harga per kwh : Rp. 200

Harga pertahun : Rp. 10.744.270.000

4. Gaji karyawan

Perhitungan gaji karyawan dapat dilihat pada tabel dibawah ini :



Tabel D.5. Perkiraan Gaji Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah (orang) | Gaji/ orang (Rp) | Jumlah (Rp) |
|----|--------------------------------|----------------|------------------|--------------------|
| 1 | Direktur Utama | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 2 | Direktur Teknik & Produksi | 1 | 8.000.000 | 8.000.000 |
| 3 | Direktur Adm & Keuangan | 1 | 8.000.000 | 8.000.000 |
| 4 | Direktur Litbang | 1 | 8.000.000 | 8.000.000 |
| 5 | Kabag Teknik & Produksi | 1 | 5.000.000 | 5.000.000 |
| 6 | Kabag Adm & Keuangan | 1 | 5.000.000 | 5.000.000 |
| 7 | Kabag Pemasaran | 1 | 5.000.000 | 5.000.000 |
| 8 | Kabag Umum | 1 | 5.000.000 | 5.000.000 |
| 9 | Kepala Seksi Proses | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 10 | Kepala Seksi Laboratorium | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 11 | Kepala Seksi Utilitas | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 12 | Kasek Pemeliharaan & Perbaikan | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 13 | Kepala Seksi Personalia | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 14 | Kepala Seksi Keamanan | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 15 | Kasek Keselamatan Kesehatan | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 16 | Kepala Seksi Bahan Baku | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 17 | Kepala Seksi Administrasi | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 18 | Kepala Seksi Keuangan | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 19 | Kepala Seksi Pemasaran | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 20 | Kepala Seksi Gudang | 1 | 3.000.000 | 3.000.000 |
| 21 | Karyawan Proses | 110 | 1.200.000 | 132.000.000 |
| 22 | Karyawan Utilitas | 18 | 1.200.000 | 21.600.000 |
| 23 | Karyawan Bahan Baku | 6 | 1.200.000 | 7.200.000 |
| 24 | Karyawan Laboratorium | 5 | 1.200.000 | 6.000.000 |
| 25 | Karyawan Pusat Ruang Control | 8 | 1.200.000 | 9.600.000 |
| 26 | Karyawan Riset & Pengembangan | 4 | 1.200.000 | 4.800.000 |
| 27 | Kary. Pemeliharaan & Perawatan | 10 | 1.200.000 | 12.000.000 |
| 28 | Karyawan Personalia | 2 | 1.200.000 | 2.400.000 |
| 29 | Karyawan Keamanan | 5 | 1.200.000 | 6.000.000 |
| 30 | Karyawan Administrasi | 4 | 1.200.000 | 4.800.000 |
| 31 | Karyawan Keuangan | 3 | 1.200.000 | 3.600.000 |
| 32 | Karyawan Penjualan | 7 | 1.200.000 | 8.400.000 |
| 33 | Karyawan Gudang | 5 | 1.000.000 | 5.000.000 |
| 34 | Karyawan Kesehatan | 3 | 1.000.000 | 3.000.000 |
| 35 | Karyawan Kebersihan | 10 | 850.000 | 8.500.000 |
| 36 | Sopir | 4 | 900.000 | 3.600.000 |
| 37 | Sekretaris | 3 | 1.700.000 | 5.100.000 |
| 38 | Karyawan PMK | 3 | 900.000 | 2.100.000 |
| 39 | Dokter | 1 | 5.000.000 | 5.000.000 |
| | Total | 230 | | 276.500.000 |

Total gaji karyawan perbulan = Rp. 276.500.000

Total gaji karyawan pertahun = Rp. 3.133.200.000

I. Manufacturing Cost

a. Biaya produksi langsung (direct production cost)

| | |
|-------------------------------------|---------------------|
| 1. Bahan baku | Rp. 148.473.000.000 |
| 2. Gaji karyawan (OL) | Rp. 3.133.200.000 |
| 3. Utilitas | Rp. 10.744.270.000 |
| 4. Pengawasan 15% (OL) | Rp. 469.980.000 |
| 5. Pemeliharaan & perbaikan 5% FCI | Rp. 2.967.888.339 |
| 6. Operasi suplay 0,5% FCI | Rp. 296.788.834 |
| 7. Laboratorium 10% (OL) | Rp. 313.320.000 |
| 8. Paten & royalti 2 % TPC | Rp. 0,02 TPC |
| <hr/> | |
| Total Rp.153.481.619.893 + 0,02 TPC | |

b. Biaya tetap (fixed charges)

| | |
|-------------------------|-------------------|
| 1. Depresiasi 10% FCI | Rp. 5.935.776.678 |
| 2. Pajak 3% FCI | Rp. 1.780.733.003 |
| 3. Asuransi 0,5% FCI | Rp. 2.967.888.339 |
| <hr/> | |
| Total Rp. 8.013.298.515 | |

c. Biaya pengeluaran tambahan pabrik

(plant overhead cost) 10% TPC Rp. 0,10 TPC

Jadi total manufacturing cost = (1) + (2) + (3)

= Rp. 161.494.918.408 + 0,12 TPC

II. Pengeluaran Umum

| | | |
|---------------------------------|---------|--------------------------|
| a. Biaya administrasi | 5% TPC | Rp. 0,05 TPC |
| b. Biaya distribusi & penjualan | 10% TPC | Rp. 0,01 TPC |
| c. Riset dan pengembangan | 5% TPC | Rp. 0,05 TPC |
| d. Pembiayaan | 13% TCI | <u>Rp. 4.888.286.676</u> |

Total Rp.4.888.286.676 + 0,20 TPC

Maka total biaya produksi (total production cost)

TPC = Manufacturing cost + general expanses

$$= (\text{Rp. } 161.494.918.408 + 0,12 \text{ TPC}) + (\text{Rp. } 4.888.286.676 + 0,20 \text{ TPC})$$

$$= 0,32 \text{ TPC} + 166.383.205.085$$

$$\text{TPC} - 0,32 = \text{Rp. } 166.383.205.085$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 166.383.205.085 / 0,68$$

$$= \text{Rp. } 24.468.118.948$$

4. Harga Penjualan Produk

Produk tanin : 1900 kg/jam

Harga per kg : Rp. 19.500

Harga jual / tahun : Rp. 290.487.000.000

5. Perhitungan Break Even Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3\text{SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Dimana : S = Total harga penjualan (sales)

FC = Biaya tetap (fixed charges)

SVC = Biaya semi variabel (semi variabel cost)

VC = Biaya variabel (variabel cost)

a. Biaya tetap (FC)

| | |
|---------------|--------------------------|
| 1. Depresiasi | Rp. 5.935.776.678 |
| 2. Pajak | Rp. 1.780.733.003 |
| 3. Asuransi | Rp. 2.967.888.339 |
| Total | Rp. 8.013.298.515 |

b. Biaya variabel (VC)

| | |
|--------------------|----------------------------|
| 1. Bahan baku | Rp. 148.473.000.000 |
| 2. Utilitas | Rp. 10.744.270.000 |
| 3. Paten & royalti | Rp. 12.234.059.197 |
| Total | Rp. 160.878.329.197 |

c. Total harga penjualan Rp. 290.487.000.000

d. Biaya semi variabel (SVC)

| | |
|-----------------------------|-------------------|
| 1. Gaji karyawan | Rp. 3.133.200.000 |
| 2. Laboratorium | Rp. 313.320.000 |
| 3. Pemeliharaan & perbaikan | Rp. 2.967.888.339 |
| 4. Operasi suplay | Rp. 296.788.834 |

| | |
|-----------------------------|--------------------|
| 5. plant overhead | Rp. 24.468.118.395 |
| 6. Administrasi | Rp. 12.234.059.197 |
| 7. Riset dan pengembangan | Rp. 12.234.059.197 |
| 8. Distribusi dan penjualan | Rp. 24.468.118.395 |
| 9. Financing | Rp. 4.888.286.676 |
| | <hr/> |
| Total | Rp. 82.941.999.033 |

Maka :

$$\text{BEP} = \frac{8.013.298.515 + 0,3 (82.941.999.033)}{290.487.000.000 - 0,7 (82.941.999.033) - 160.878.000.000} \times 100\%$$

$$= 45,9756 \%$$

6. Perhitungan Cash Flow

a. Laba kotor

$$\text{Laba kotor} = \text{Total harga penjualan} - \text{Total biaya produksi (TPC)}$$

$$= \text{Rp. } 290.487.000.000 - \text{Rp. } 244.681.183.948$$

$$= \text{Rp. } 45.806.256.052$$

c. Pajak penghasilan

$$\text{Pajak penghasilan} = 35\% \times \text{labas kotor}$$

$$= 35\% \times \text{Rp. } 45.806.256.052$$

$$= \text{Rp. } 16.032.189.618$$

d. Laba bersih

$$\text{Laba bersih} = \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan}$$

$$= \text{Rp. } 45.806.256.052 - \text{Rp. } 16.032.189.618$$

$$= \text{Rp. } 29.774.066.434$$

e. Cash flow

$$\begin{aligned}
 \text{Cash flow} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi} \\
 &= \text{Rp. } 29.774.066.434 + \text{Rp. } 5.935.776.678 \\
 &= \text{Rp. } 35.709.843.112
 \end{aligned}$$

7. Laju pengembalian modal / Return on Investment (ROI)

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. } 45.806.256.052}{\text{Rp. } 69.832.666.801} \times 100\% \\
 &= 65,5943\%
 \end{aligned}$$

b. ROI sesudah pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI sesudah pajak} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{TCI}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. } 29.774.066.434}{\text{Rp. } 69.832.666.801} \times 100\% \\
 &= 42,6363\%
 \end{aligned}$$

8. Waktu pengembalian modal / Pay out time (POT)

a. POT sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 \text{POT sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{Labakotor} + \text{depresiasi}} \times \text{1tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp. } 59.357.766.781}{\text{Rp. } 45.806.256.052 + \text{Rp. } 5.935.776.678} \times \text{1tahun} \\
 &= 4,32 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

b. POT sesudah pajak

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{Lababersih} + \text{deprestasi}} \times \text{tahun} \\ &= \frac{\text{Rp.59.357.766.781}}{\text{Rp.29.774.066.434} + \text{Rp.5.935.776.678}} \times \text{tahun} \\ &= 3,19 \text{ tahun} \end{aligned}$$

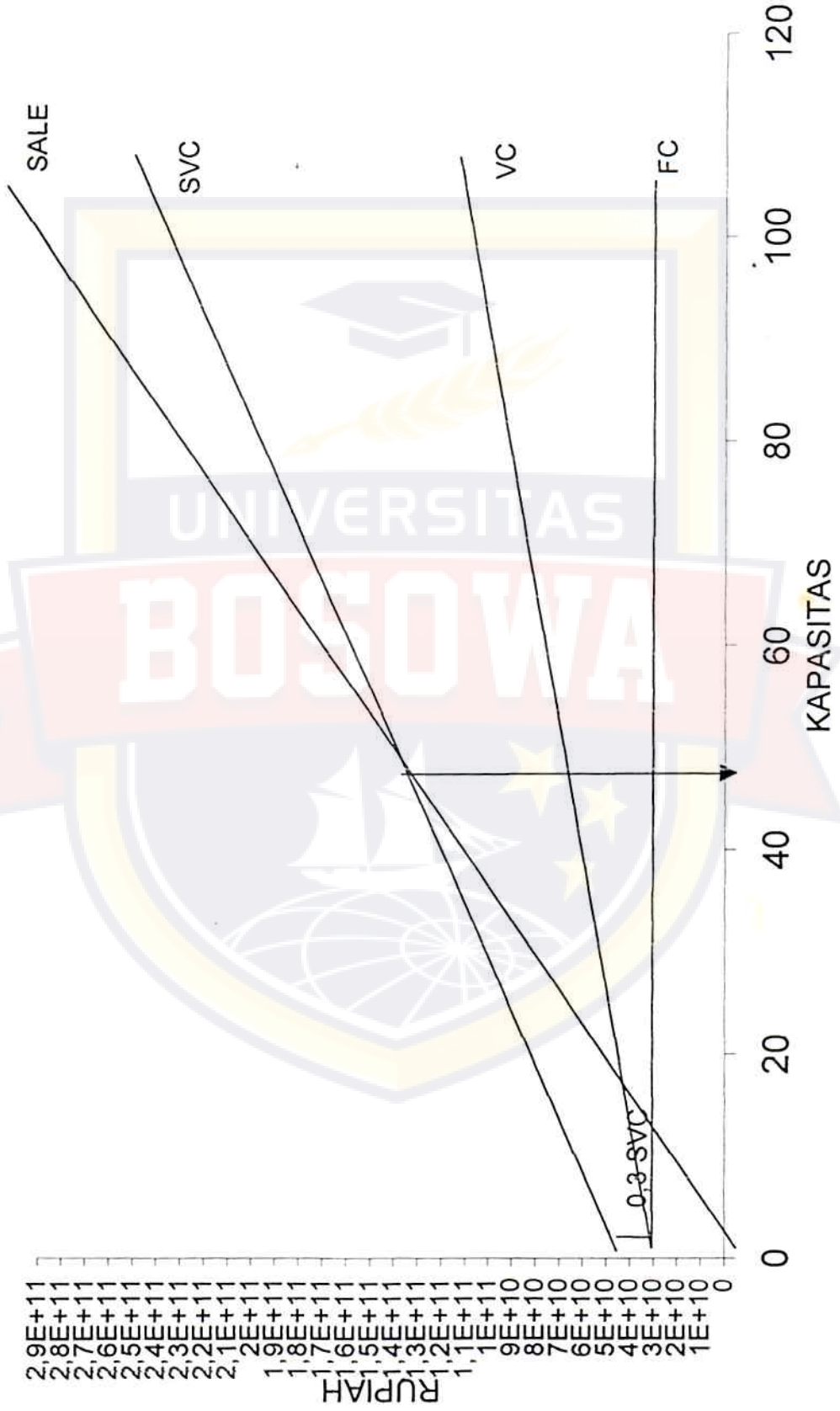


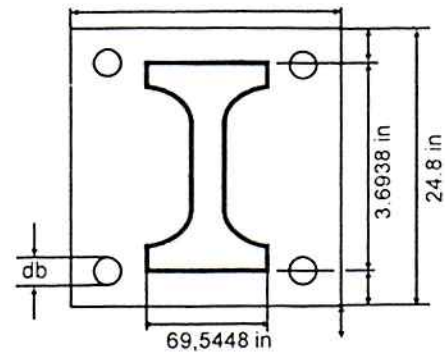
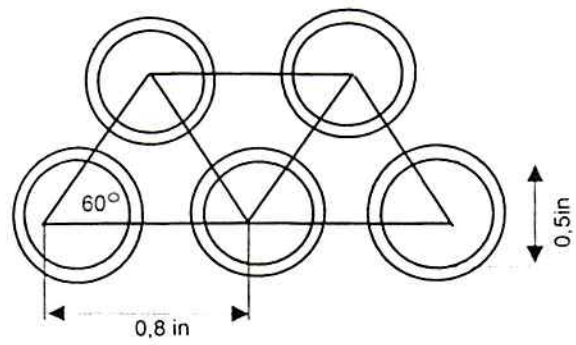
DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S, and Newton, R.D: 1995, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Austin, G. T: 1987, "*Shreve's Chemical Process Industries*", 5th edition. McGraw-Hill Book Company.
- Badger, W. I., and Banchero, J. T: 1957, "*Introduction to Chemical Engineering*", McGraw-Hill Book Company.
- Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. Impor menurut jenis barang dan negara asal*", Jakarta.
- Brown, G. G.: 1978, "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons, Inc., Tokyo.
- Brownell, L. E., and Young, E. H.: 1979, "*Processes Equipment Design*", Willey Eastern Limited, New Delhi.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F.: 1983 "*Chemical Engineering,*" 2nd Edition, volume 6, pergamon Press, Oxford.
- David, M, Himmeblau,: 1989, "*Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering,*" 2nd
- Foust, A. S., : 1980, "*Principles of Unit Operation*". 2nd Edition, John Willey and Sons, New York.
- Faith, W. L., Donald B Keyes, Ronal, L. Clark : 1957, "*Industrial Chemical*", New York.
- Gean Koplis, C. L., 1980, "*Transport Process and Unit Operation*", 2nd Edition, Allyn & Bacon Inc., Boston.
- Hougen, O. A., Watson, K. M. And Ragat, R. A.: 1954, "*Chemical Process Principle*", 2nd Edition, John Willey and Sons, New York.
- Hugot, E., and Jenkins, G. H.: 1960, "*Handbook of Cane Sugar Engineering*", 4th edition, Elseveir Publishing Company, Prince Town.
- Kern, D. G.: 1965, "*Process Heat Transfer*", International Student, 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

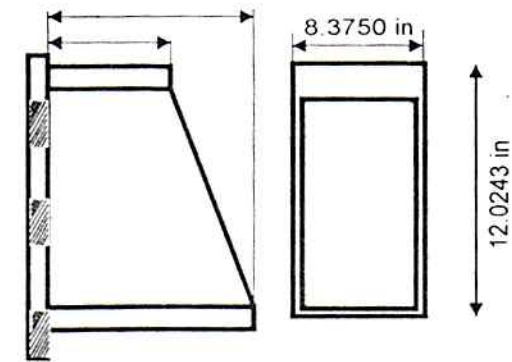
- Keyes, F. and Clark, R. S.: 1959, "*Industrial Chemistry*", 2nd Edition, John Willey and Sons Inc., New York.
- Kirk, K. E., and Othmer, D. F.: 1979, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3th edition, Volume 3 & Supplement, The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons Inc., New York.
- McCabe, Smith and Harriott.: 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- McKetta, John.: 1978, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd Edition, Volume I and 7, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Norris Shreve, R.: 1956, "*Chemical Process Industries*", 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Perry, R. H., and D. W. Green.: 1984, "*Chemical Engineer's Handbook*", 6th Edition, McGraw-Hill Book Company, Singapura.
- Peter, M. S., and Timmerhouse, K. D.: 1981, "*Plans Design Economic for Chemical Engineers*", 3th Edition, McGraw-Hill Book Company, Singapura.
- Smith, J. M., and Van Ness, H. C., 1975, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 3th Edition, McGraw-Hill Book Company, Kogakusha, Tokyo
- Treybal, R. E.: 1955, "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Kogakusha, Tokyo.
- Ulrich, G. D.: 1984, "*A Guide of Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Willey and Sons Inc., New York.
- Vilbrant, F. C., and Dryden, C. L., 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*", 4th Edition, McGraw-Hill Book Company, Kogakusha, Tokyo.
- Venkataraman, K., 1952, "*The Chemistry of Synthetic Dyes*", Volume I, Academy Press, New York.

GRAFIK BEP PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG

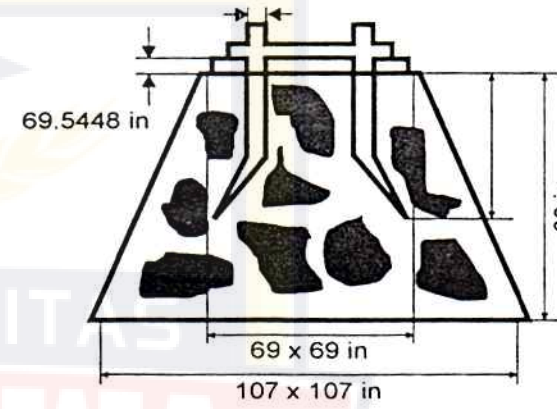




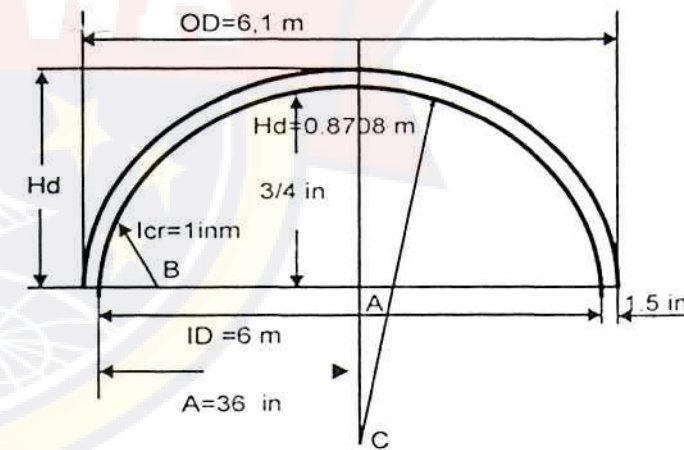
DETAIL BASE PLATE



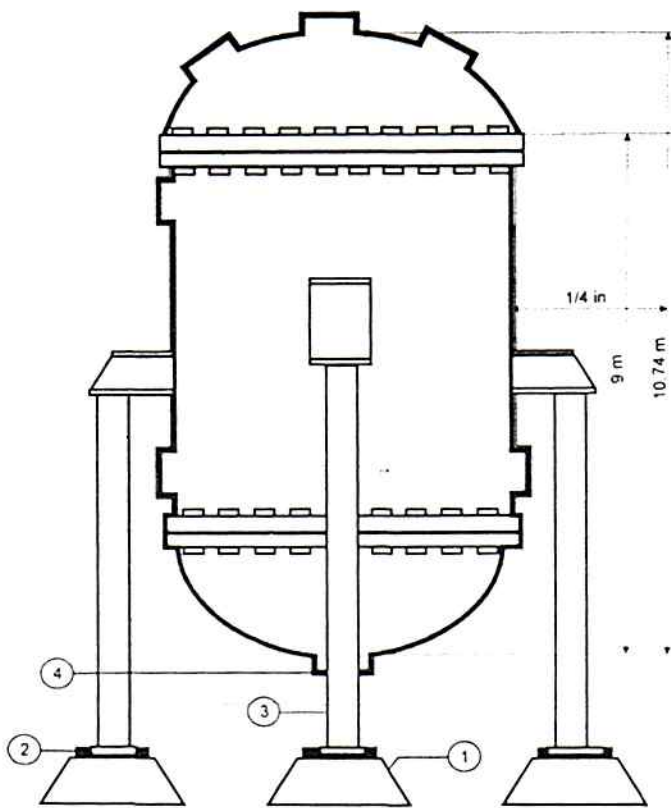
DETAIL LUG



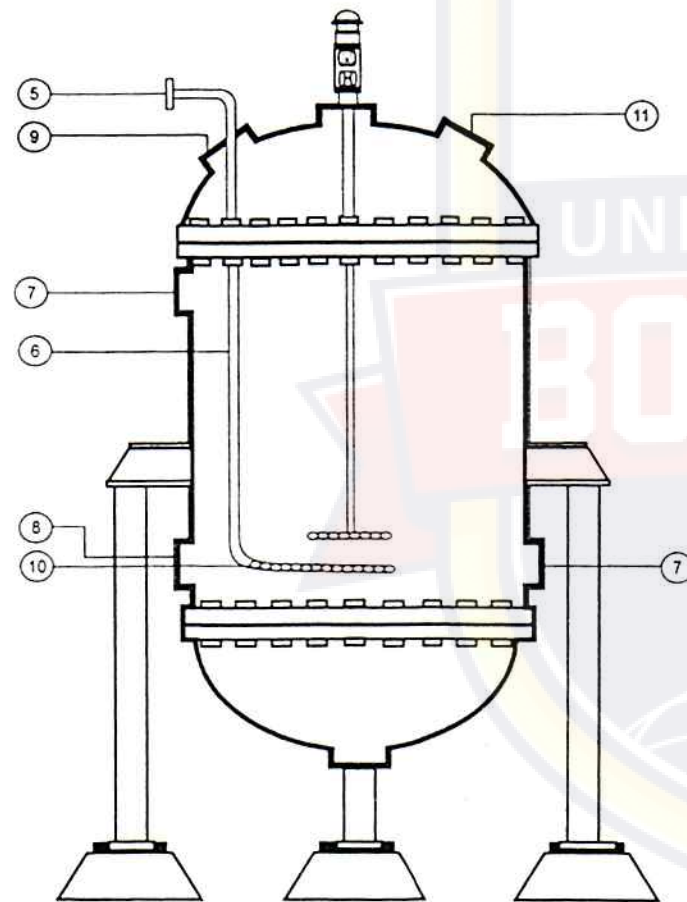
DETAIL PONDASI




DETAIL TUTUP EKSTRAKTOR



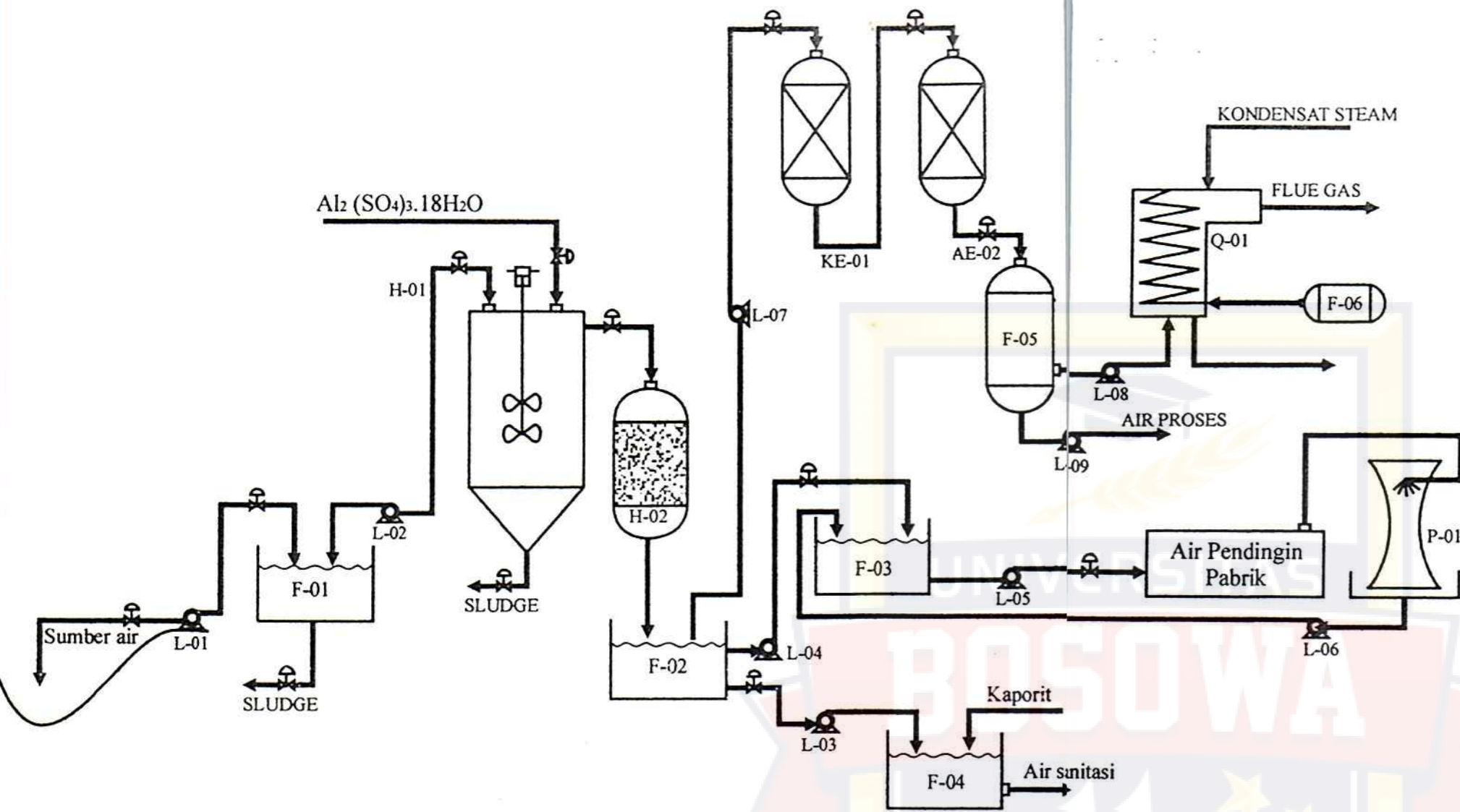
TAMPAK DEPAN EKSTRAKTOR



PENAMPANG EKSTRAKTOR

| No | Nama Alat | Bahan |
|---|---|----------------|
| 11 | Nozzle Etanol keluar | Stanlees Steel |
| 10 | Perforated Plate | Stanlees Steel |
| 09 | Nozzle Umpan Masuk | Stanlees Steel |
| 08 | Manhole | Stanlees Steel |
| 07 | Nozzle Air Pendingin | Stanlees Steel |
| 06 | Pipa Sparger | Stanlees Steel |
| 05 | Nozzle Etanol | Stanlees Steel |
| 04 | Tutup Bawah | Stanlees Steel |
| 03 | Leg (Kaki Penyangga) | Stanlees Steel |
| 02 | Base Plate | Stanlees Steel |
| 01 | Pondasi | Beton |
| DIGAMBAR | BAHAUDIN TUASIKAL (45 00 044 017) SAHRUL HI DAUD (45 00 044 027) | 1. 2. |
| DIPERIKSA | Ir. ABD HAYAT KASIM. MT Ir. IRWAN SOFIA. MT HAMSINA. ST. M.S.I | 1. 2. 3. |
| PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG | | |
|  JURUSAN TEKNIK INDUSTRI FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS "45" MAKASSAR 2006 | | |

FLOW SHEET PENGOLAHAN AIR (WATER TREATMENT)
PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG



| 20 | F-06 | TANGKI BAHAN BAKAR |
|--|--------------------------------------|------------------------------|
| 19 | Q-01 | STEAM BOILER |
| 18 | L-09 | POMPA AIR PROSES |
| 17 | L-08 | POMPA AIR UMPAN BOILER |
| 16 | F-05 | TANGKI AIR LUNAK |
| 15 | AE-02 | ANION EXCHANGER |
| 14 | KE-01 | KATION EXCHANGER |
| 13 | L-07 | POMPA KETANGKI ION EXCHANGER |
| 12 | L-06 | POMPA RECIRKULASI |
| 11 | P-01 | COOLING TOWER |
| 10 | L-05 | POMPA KEALAT PENDINGIN |
| 09 | F-04 | BAK AIR SANITASI |
| 08 | F-03 | BAK AIR PENDINGIN |
| 07 | L-03 | POMPA KE BAK SANITASI |
| 06 | F-02 | BAK AIR BERSIH |
| 05 | H-02 | SAND FILTER |
| 04 | H-01 | CLARIFIER |
| 03 | L-02 | POMPA KE CLARIFIER |
| 02 | F-01 | BAK AIR SUNGAI |
| 01 | L-01 | POMPA AIR SUNGAI |
| No | Kode Alat | NAMA PERALATAN |
| DIGAMBAR | BAHAUDIN TUASIKAL (45 00 044 017) | 1. |
| | SAHRUL HI DAUD (45 00 044 027) | 2. |
| DIPERIKSA | Ir. ABD HAYAT KASIM. MT | 1. |
| | Ir. IRWAN SOFIA. MT | 2. |
| | HAMSINA. ST. M.S.i | 3. |
| PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK TANIN DARI BUAH PINANG KAPASITAS 15 000 TON/TAHUN | | |
| JURUSAN TEKNIK INDUSTRI FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS '45' MAKASSAR 2006 | | |

