



TUGAS AKHIR - TK 145501

PABRIK BIOETHANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM DAN FERMENTASI

ROSI PRATIWI

NRP. 10411500000080

M. AFANDY FIRMANSYAH

NRP. 10411500000092

Dosen Pembimbing

Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2018



TUGAS AKHIR – TK145501

**PABRIK BIOETHANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA
SAWIT DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM DAN
FERMENTASI**

ROSI PRATIWI
NRP. 10411500000080

MOHAMMAD AFANDY FIRMANSYAH
NRP. 10411500000092

Dosen Pembimbing :
Ir. Elly Agustiani, M.Eng.
NIP. 19580819 198503 2 003

**PROGRAM STUDI D-III TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018**



FINAL PROJECT – TK145501

**BIOETHANOL PLANT FROM EMPTY BUNCH PALM OIL
WITH HIDROLISIS EMZYM AND FERMENTATION
PROCESS**

ROSI PRATIWI

NRP. 10411500000080

MOHAMMAD AFANDY FIRMANSYAH

NRP. 10411500000092

Supervisor :

Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

NIP. 19580819 198503 2 003

**DIPLOMA III CHEMICAL ENGINEERING
DEPARTEMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of VOCATIONAL
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2018**

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK BIOETHANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM DAN FERMENTASI

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Ahli Madya

pada

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Rosi Pratiwi (NRP 10411500000080)
M. Afandy Firmansyah (NRP 10411500000092)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing



Ir. Elly Agustiani, M.Eng.
NIP. 19580819 198503 2 003

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri

FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, MS
NIP. 19580312 198601 1 001

LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada 9 Juli 2018 untuk tugas akhir dengan judul "**Pabrik Bioethanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Proses Hidrolisis Enzim dan Fermentasi**", yang disusun oleh :

Rosi Pratiwi
M. Afandy Firmansyah

(NRP 10411500000080)
(NRP 10411500000092)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng



2. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, MSc.

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Ir. Elly Agustiani, M.Eng



PABRIK BIOETHANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM DAN FERMENTASI

Nama Mahasiswa : Rosi Pratiwi 10411500000080
M. Afandy Firmansyah 10411500000092
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

ABSTRAK

Tandan kosong kelapa sawit adalah salah satu produk sampingan berupa padatan dari industri pengolahan kelapa sawit. Ketersediaan tandan kosong kelapa sawit cukup signifikan bila ditinjau berdasarkan rata-rata jumlah produksi tandan kosong kelapa sawit terhadap total jumlah tandan buah segar yang diproses. TKKS mengandung kandungan selulosa sebesar 38% yang berpotensi dapat digunakan untuk bahan pembuatan bioethanol. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses hidrolisa enzimatis dan fermentasi. Pabrik akan didirikan di Kabupaten Asahan, Sumatra Utara dengan pertimbangan kemudahan dalam mendapatkan bahan baku dan distribusi produk.

Dalam mendirikan suatu pabrik, perlu dilakukan seleksi dari beberapa proses yang ada. Proses pembuatan bioethanol menggunakan proses hidrolisis enzim dan fermentasi yang meliputi 4 tahap yaitu pretreatment, hidrolisa enzimatis, fermentasi, dan tahap pemurnian. Kadar ethanol yang dihasilkan adalah 99,5%.

Hasil dari perancangan Pabrik Bioethanol ini adalah bertempatkan di Kabupaten Asahan Sumatra Utara. Rancang pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Bahan baku Tandan Kosong Kelapa Sawit diambil dari pabrik minyak kelapa sawit dan bahan pendukung pabrik ini adalah air.

Kata Kunci : Bioethanol, Tandan Kosong Kelapa Sawit, Hidrolisis

BIOETHANOL PLANT FROM EMPTY BUNCH PALM OIL WITH HIDROLISIS EMZYM AND FERMENTATION PROCESS

Student Name : Rosi Pratiwi 10411500000080
M. Afandy Firmansyah 10411500000092
Departement : Departement Of Chemical Engineering Industry
Supervisor : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

ABSTRACT

Empty bunches palm oil are one of the byproducts which are the solids of the palm oil processing industry. The availability of empty palm oil bunches is significant when viewed in an average number of oil palm empty fruit bunches production to the total number of fresh fruit bunches processed. TKKS found a 38% cellulose content that can be used for bioethanol making materials. The production process is done by using enzymatic hydrolysis and fermentation process. The plant will be established in Asahan Regency, North Sumatra with the need in raw materials and product distribution.

In the development of the factory, it is necessary to select from several existing processes. The process of making bioethanol uses enzyme hydrolysis and fermentation process which includes 4 stages of pretreatment, enzyme hydrolysis, fermentation, and purification of intuation. The resulting ethanol content is 99.5%.

The result of this Bioethanol Factory expertise is located in North Sumatra's Asahan regency. The design of this factory is continuous for 330 days / year and 24 hours / day. The raw material of Palm Oil Bunches, taken from the palm oil mill and the supporting material of this plant is air.

Keywords : Bioethanol, Empty Bunches Palm Oil, Hidrolisis

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan bagi seluruh alam. Hanya dengan Rahmat dan Hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir kami yang berjudul **Pabrik Bioethanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Proses Hidrolisis Enzim dan Fermentasi**. Tugas akhir ini disusun sebagai tugas yang harus ditempuh dan diselesaikan di akhir semester ini sebagai persyaratan kelulusan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Tujuan dari pengerajan Tugas Akhir ini adalah mahasiswa dapat memahami dan mampu mengenal prinsip-prinsip perhitungan dari peralatan-peralatan industri terutama industri kimia yang telah dipelajari di bangku kuliah serta aplikasinya dalam sebuah perencanaan pabrik.

Penulis menyampaikan terima kasih yang kepada semua pihak yang telah membantu dan memberikan dukungan serta bimbingan hingga terselesaiannya Tugas Akhir yang telah penulis buat, antara lain kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terkira kepada hamba-Nya.
2. Ayah, Ibu, Kakak, keluarga dan teman-teman yang senantiasa telah memberikan dukungan dan motivasi kepada penulis secara moril dan materiil serta do'a yang membuat penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan tepat waktu serta usaha yang maksimal.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng. Selaku Koordinator Tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

6. Bapak Prof.Dr.Ir. Soeprijanto, MSc. dan Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng. selaku Dosen Pengaji Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Bapak Prof.Dr.Ir. Soeprijanto, MSc. dan Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng. selaku Dosen Wali kami di kampus Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
8. Segenap Dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Rekan-rekan seperjuangan, angkatan 2015 Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
10. Serta semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.
Akhir kata penulis mengucapkan mohon maaf kepada semua pihak jika dalam proses dari awal sampai akhir penulisan penelitian Tugas Akhir ini ada kata-kata atau perilaku yang kurang berkenan. Terima kasih atas perhatiannya dan kerjasamanya.

Surabaya, 30 Juli 2018

TTD

Penulis

DAFTAR ISI

| | |
|--|--------|
| HALAMAN JUDUL | |
| LEMBAR PENGESAHAN | |
| LEMBAR PERSETUJUAN | |
| KATA PENGATAR | i |
| ABSTRAK | iii |
| ABSTRACT | iv |
| DAFTAR ISI | v |
| DAFTAR GAMBAR | viii |
| DAFTAR GRAFIK | ix |
| DAFTAR TABEL | x |
| BAB I PENDAHULUAN | |
| 1.1 Latar Belakang | I-1 |
| 1.2 Dasar Teori | I-12 |
| 1.3 Kegunaan <i>Bioethanol</i> | I-14 |
| 1.4 Sifat Fisika dan Kimia..... | I-15 |
| BAB II TINJAUAN PUSTAKA | |
| 2.1 Macam Proses | II-1 |
| 2.2 Seleksi Proses | II-15 |
| 2.3 Uraian Proses Terpilih | II-17 |
| BAB III NERACA MASSA | III-1 |
| BAB IV NERACA PANAS | IV-1 |
| BAB V SPESIFIKASI ALAT | V-1 |
| BAB VI UTILITAS | |
| 6.1 Unit Penyediaan Air, Steam dan Listrik | VI-1 |
| 6.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik | VI-7 |
| 6.3 Perhitungan Kebutuhan Air..... | VI-10 |
| BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA | |
| 7.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum | VII-1 |
| 7.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja Di Pabrik <i>Bioethanol</i> | VII-3 |
| BAB VIII INSTRUMENTASI | |
| 8.1 Instrumentasi Secara Umum Dalam Industri.... | VIII-1 |

| | | |
|--|--|--------|
| 8.2 | Instrumentasi pada Pabrik Bioethanol | VIII-4 |
| BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA | | |
| 9.1 | Pengolahan Limbah Industri | IX-1 |
| 9.2 | Pengolahan Limbah Pada Pabrik Bioethanol | IX-2 |
| 9.3 | Pengolahan Limbah Berdasarkan Sumber dan karakteristiknya | IX-3 |
| BAB X KESIMPULAN | | X-1 |
| DAFTAR NOTASI..... | | xii |
| DAFTAR PUSTAKA | | xiv |
| LAMPIRAN : | | |
| | APPENDIX A NERACA MASSA..... | A-1 |
| | APPENDIX B NERACA PANAS..... | B-1 |
| | APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT..... | C-1 |
| | Flowsheet Proses Pabrik Bioethanol | |
| | Flowsheet Utilitas Pabrik Bioethanol | |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|-------------------|---|
| Gambar 2.1 | Proses pembuatan <i>Ethanol Indirect hydration</i> .. II-3 |
| Gambar 2.1 | Proses pembuatan <i>Ethanol Direct hydration</i> II-6 |
| Gambar 2.3 | Proses pembuatan <i>Ethanol</i> dari Pati..... II-7 |
| Gambar 2.3 | Proses pembuatan <i>Ethanol</i> dari Selulosa..... II-9 |

DAFTAR GRAFIK

| | |
|---|------|
| Grafik 1.1 Perkembangan Produksi Etanol di Indonesia | I-11 |
| Grafik 1.2 Perkembangan Impor Etanol di Indonesia | I-12 |
| Grafik 1.3 Perkembangan Ekspor Etanol di Indonesia..... | I-13 |

DAFTAR TABEL

| | | |
|-----------|--|-------|
| Tabel 1.1 | Data Produksi dan Konsumsi Bioethanol di Indonesia | I-7 |
| Tabel 1.2 | Data Impor dan Ekspor Bioetanol di Indonesia | I-8 |
| Tabel 1.3 | Luas area dan produksi kelapa sawit, menurut pengusahaan tahun 2011-2017 | I-9 |
| Tabel 1.4 | Luas area dan produksi kelpa sawit menurut provinsi dan status pengusahaan | I-10 |
| Tabel 1.5 | Komposisi Fisika Tandan Kosong Kelapa Sawit | I-20 |
| Tabel 1.6 | Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit | II-21 |
| Tabel 1.7 | Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit | II-21 |
| Tabel 1.8 | Sifat Fisik Etanol | II-25 |
| Tabel 2.1 | Perbedaan dari Ketiga Proses Pembuatan Bioetanol | II-18 |
| Tabel 3.1 | Neraca Massa pada Reaktor Prehidrolisis (R-110) | III-1 |
| Tabel 3.2 | Neraca Massa pada Tangki Blowdown (F-117) | III-2 |
| Tabel 3.3 | Neraca Massa pada Tangki <i>Mixing</i> (M-119) | III-3 |
| Tabel 3.4 | Neraca Massa pada <i>Pressure Filter</i> (H-122) | III-4 |
| Tabel 3.5 | Neraca Massa pada Tangki <i>Overlimimg</i> (R-123) | III-5 |
| Tabel 3.6 | Neraca Massa pada Tangki Reacidifikasi (R-125) | III-5 |
| Tabel 3.7 | Neraca Massa pada <i>Rotary Drum Filter</i> (H-123) | III-6 |

| | | |
|------------|---|--------|
| Tabel 3.8 | Neraca Massa pada Tangki Reslurry (M-129) | III-7 |
| Tabel 3.9 | Neraca Massa pada Reaktor Hidrolisa Enzim (R-210)..... | III-8 |
| Tabel 3.10 | Neraca Massa pada Tangki Starter (R-313)III-9 | |
| Tabel 3.11 | Neraca Massa pada Tangki Fermentasi R-310) | III-10 |
| Tabel 3.12 | Neraca Massa pada <i>Pressure Filter</i> (H-135) | III-11 |
| Tabel 3.13 | Neraca Massa pada Distilasi I (D-410) | III-12 |
| Tabel 3.14 | Neraca Massa pada Distilasi II (D-420)... | III-13 |
| Tabel 3.15 | Neraca Massa pada <i>Molecular Sieve</i> (D-430) | III-14 |
| Tabel 4.1 | Neraca Panas pada Reaktor <i>Prehidrolisis</i> (R-120)..... | IV-1 |
| Tabel 4.2 | Neraca Panas pada Tangki Blowdown (F-117) | IV-1 |
| Tabel 4.3 | Neraca Panas pada Tangki <i>Mixing</i> (M-119)IV-2 | |
| Tabel 4.4 | Neraca Panas pada Tangki <i>Overliming</i> (R-123)..... | IV-2 |
| Tabel 4.5 | Neraca Panas pada <i>Heater</i> (E-212)..... | IV-3 |
| Tabel 4.5 | Neraca Panas pada Reaktor Hidrolisa Enzim (R-210)..... | IV-3 |
| Tabel 4.7 | Neraca Panas pada <i>Cooler</i> (E-312)..... | IV-4 |
| Tabel 4.8 | Neraca Panas pada Tangki Fermentasi R-310) | IV-5 |
| Tabel 4.9 | Neraca Panas pada <i>Preheater</i> Distilasi (E-142) | IV-5 |
| Tabel 4.10 | Neraca Panas pada Distilasi I (D-410) | IV-6 |
| Tabel 4.11 | Neraca Panas pada Distilasi II (D-420)..... | IV-6 |
| Tabel 4.12 | Neraca Panas pada <i>Molecular Sieve</i> (D-430) | IV-7 |

| | | |
|-----------|--|--------|
| Tabel 6.1 | Standart Air Minum WHO | VI-1 |
| Tabel 6.2 | Batas Kontrol Optimum Air Boiler | VI-4 |
| Tabel 6.3 | Kebutuhan Air Pendingin | VI-10 |
| Tabel 6.3 | Kebutuhan Air Boiler..... | VI-11 |
| Tabel 6.3 | Kebutuhan Air Proses | VI-12 |
| Tabel 8.1 | Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol.... | VIII-4 |

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara berkembang yang sering melakukan pembangunan serta melakukan kegiatan impor. Kebutuhan akan minyak bumi di Indonesia semakin besar, hal ini dikarenakan penggunaan kendaraan bermotor yang semakin meningkat setiap tahunnya. Penggunaan kendaraan yang semakin meningkat menyebabkan menurunnya secara alamiah cadangan minyak bumi sebagai BBM akibat daripenurunan produksi minyak nasional. Untuk meminimalisir hal tersebut, Bioetanol hadir sebagai bahan bakar alternatif. Pemenuhan kebutuhan Bioetanol dalam negeri, pemerintah masih melakukan impor kebutuhan Bioetanol.

Pemerintah Indonesia telah melakukan antisipasi salah satu wujudnya, yaitu terbitnya Instruksi Presiden No. 1 tahun 2006 tentang penyediaan dan pemanfaatan bahan bakar nabati (biofuel) sebagai bahan bakar. Melalui Inpres itu, Presiden menginstruksikan 13 Menteri, Gubernur dan Bupati/Walikota untuk mengambil langkah-langkah percepatan dan pemanfaatan biofuel. Oleh karena kurangnya pasokan gas yang disebabkan terbatasnya ketersediaan gas alam yang ada di Indonesia sehingga menyebabkan terbatasnya bahan baku pembuatan etanol yang berasal dari gas alam yang digunakan oleh Indonesia saat ini (*Sekretariat Negara Republik Indonesia, 2013*). Selain itu, etanol juga memiliki banyak fungsi serta kegunaan dalam pembuatan produk untuk kehidupan sehari-hari sekaligus juga berguna untuk berbagai industri. Selain untuk mencari jalan alternatif produksi etanol dari gas alam yang bersifat tak terbarukan menjadi produksi etanol dari biomassa yang bersifat terbarukan, pembuatan bioethanol yang berada di Sumatera Utara juga berfungsi untuk meningkatkan nilai kegunaan



dan nilai ekonomis dari limbah hasil olahan kelapa sawit (tandan kosong kelapa sawit) yang sebagian besar hanya dimanfaatkan sebagai pupuk dan arang yang tidak memiliki nilai jual tinggi serta sulit bersaing di pasar internasional. Terdapat pula tujuan lain yaitu membantu ekonomi Indonesia terutama provinsi Sumatera Utara dengan cara mengurangi nilai impor yang selama ini cukup banyak dilakukan oleh Indonesia dan memberikan lapangan pekerjaan baru bagi tenaga kerja di Indonesia.

Dengan memepertimbangkan jumlah kebutuhan bioethanol yang semakin meningkat disetiap tahunnya di Indonesia, maka sangat memungkinkan untuk didirikan pabrik bioetanol di Indonesia. Pabrik bioetanol ini berfungsi untuk mengurangi nilai impor yang semakin meningkat disetiap tahunnya, menjadikan sebagai bahan bakar subsidi BBM yang ramah lingkungan, serta membuka lapangan pekerjaan baru bagi penduduk Sumatera Utara sehingga dapat menurunkan angka pengangguran dan dapat memperbaiki kualitas dan kuantitas bioetanol di Indonesia..

1.1.1 Sejarah

Bioethanol telah digunakan manusia sejak zaman prasejarah sebagai bahan pemabuk dalam minuman beralkohol. Residu yang ditemukan pada peninggalan keramik yang berumur 9000 tahun dari China bagian utara menunjukkan bahwa minuman beralkohol telah digunakan oleh manusia prasejarah dari masa neolitik. Campuran dari bioethanol yang mendekati kemurnian untuk pertama kali ditemukan oleh kimiawan muslim yang mengembangkan proses distilasi pada khalifah Abbasid dengan peneliti terkenal waktu itu adalah Jabir Ibn Hayyam (Geber), Al-Kindi (Alkindus) dan Al-Razi (Rhazes). Catatan yang disususn oleh Jabir ibn Hayyam (721-815) menyebutkan bahwa uap dari wine yang mendidih mudah terbakar. Al-Kindi (801-873) dengan tegas menjelaskan tentang proses



distilasi wine. sedangkan bioetanol absolute didapatkan pada tahun 1766 oleh Johann Tobias Lowizt, dengan menggunakan distilasi saringan arang (*Novitasari, 2015*).

Antoni Lavoiser menggambarkan bahwa bioethanol adalah senyawa yang terbentuk dari karbon, hidrogen dan oksigen. Pada tahun 1808 Nicholas-Thiodere de Saussure dapat menentukan rumus kimia etanol. Lima puluh tahun kemudian (1858), Archibald Scott Couper menerbitkan rumus bangun etanol. Dengan demikian etanol adalah salah satu senyawa kimia yang pertama kali ditentukan rumus bangunnya. Etanol pertama kali dibuat secara sintesis pada tahun 1829 di inggris oleh HenryHennel dan S..G. Serullas di Perancis. Michael Farraday membuat etanol dengan menggunakan hidrasi katalis asam pada etilen pada tahun 1982 yang digunakan pada proses produksi etanol sintesis hingga saat ini (*Novitasari, 2015*).

Pada tahun 1840 etanol menjadi bahan bakar lampu di amerika serikat, pada tahun 1880-an Henry Ford membuat mobil quadrycycle dan sejak tahun 1908 mobil Ford model T telah dapat menggunakan bioetanol sebagai bahan bakarnya. Namun pada thun 1920-an bahan bakar dari petroleum yang harganya lebih murah telah menjadi dominan menyebabkan etanol kurang mendapatkan perhatian. Akhir-akhir ini, dengan meningkatnya harga minyak bumi, bioethanol kembali mendapatkan perhatian dan telah menjadi alternative energy yang terus dikembangkan (*Novitasari, 2015*).

1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Perkembangan industri kelapa sawit yang cukup potensial sebagai penghasil devisa negara menyebabkan luas areal dan produksi kelapa sawit Indonesia semakin meningkat. Sampai saat ini minyak sawit Indonesia sebagian besar masih diekspor dalam bentuk kelapa sawit mentah (CPO), sedangkan di dalam negeri minyak kelapa sawit



BAB I Pendahuluan

dolah menjadi produk pangan terutama minyak goreng. Proses produksi CPO akan menghasilkan limbah padat berupa Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) yaitu sekitar 10 juta ton/tahun di Indonesia yang sampai saat ini belum dimanfaatkan secara optimal dan sering menimbulkan masalah antara lain bersifat kamba (bulky), sehingga diperlukan tempat yang luas dan biaya tambahan untuk menanganiinya. Oleh karena itu perlu diupayakan pemanfaatan limbah TKKS menjadi produk yang lebih berguna salah satu misalnya etanol (*Darnoko et al, 2001*).

Menurut Bruce dan Palfreyman (1998) etanol dapat diproduksi dari sumber daya yang dapat diperbarui seperti biomassa yang dikategorikan ke dalam bahan-bahan berbasis gula (gula tebu, gula bit, dan sorgum manis), pati (biji-bijian yaitu : jagung, gandum, beras, serta umbi-umbian : yaitu kentang, ubi jalar, dan ketela pohon) dan lignoselulosa (kayu, jerami, bagase, dan sebagainya). Penggunaan bahan baku berbasis gula dan pati memang lebih mudah pada proses pembuatan etanol, akan tetapi penggunaan bahan baku tersebut bersaing dengan pemanfaatanya yang lebih utama yaitu sebagai bahan sumber makanan. Penggunaan bahan baku lignoselulosa, selain lebih murah, potensinya lebih besar dan tidak bersaing dengan pemanfaatan lain.

TKKS mempunyai potensi untuk digunakan sebagai sumber glukosa melalui proses hidrolisis dengan asam atau enzim. Larutan gula yang dihasilkan selanjutnya dapat dikonversikan menjadi berbagai produk seperti alkohol, aseton-butanol, dan biopolymer yang mempunyai nilai ekonomis jauh lebih tinggi. Pemanfaatan limbah kelapa sawit dengan cara demikian diharapkan dapat memberikan nilai tambah yang cukup besar. Pemanfaatan TKKS pada sat ini merupakan kebutuhan yang sangat mendesak karena melalui program langit biru yang direncanakan pemerintah, pembakaran TKKS tidak diizinkan lagi, karenacara



penanganan limbah tersebut dapat mengganggu lingkungan. (*Darmoko, 1992*).

I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Tandan kosong kepala sawit merupakan limbah padat terbesar pada industri kelapa sawit, yaitu mencapai 22-25% dari bobot tandan buah segar(*Peni, 1995*).Menurut Darmoko 1992,Tandan kosong kelapa sawit mengandung lignoselulosa dengan komponen utama ialah selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Selulosa merupakan fraksi terbesar diantara tiga komponen tersebut yaitu 45,95% basis berat kering dan sangat potensial dipakai sebagai bahan baku untuk produksi etanol komponen-komponen tersebut merupakan sumber karbon bagi mikroorganisme yang dimanfaatkan sebagai substrat fermentasi dengan menjadikannya sebagai bahan dasar pembuatan asam organic, etanol, protein sel tunggal atau bahan kimia lainnya melalui biokonversi.

1.1.4 Kebutuhan

Ethanol/bioethanol apabila dicampur dengan premium dapat meningkatkan nilai oktan, dimana nilai oktan untuk ethanol/bio-ethanol 98% adalah sebesar 115, selain itu mengingat ethanol/bio-ethanol mengandung 30% oksigen, sehingga campuran ethanol/bio-ethanol dengan gasoline dapat masuk katagorikan high octane gasoline (HOG), dimana campuran sebanyak 15% bioethanol setara dengan pertamax (RON 92) dan campuran sebanyak 24% bioethanol setara dengan pertamax plus (RON 95). Kebutuhan bioethanol di Indonesia mulai dari tahun 2010 sampai 2014 dapat dilihat pada Tabel 1.1 produksi dan konsumsi bioetanol yaitu sebagai berikut :



Tabel 1.1 Data Produksi dan Konsumsi Bioethanol di Indonesia
(Ton/Tahun)

| No. | Tahun | Kapasitas Produksi (Kg/Tahun) |
|-----|-------|-------------------------------|
| 1. | 2009 | 40.558.763,55 |
| 2. | 2010 | 31.980.000,00 |
| 3. | 2011 | 84.399.280,77 |
| 4. | 2012 | 81.835.304,87 |
| 5. | 2013 | 57.324.715,00 |
| 6. | 2014 | 107.869.288,00 |
| 7. | 2015 | 115.142.645,00 |

Berdasarkan Tabel 1.1 menunjukkan bahwa meningkatnya jumlah produksi maka jumlah konsumsi yang dibutuhkan juga akan meningkat di Indonesia di setiap tahunnya. Selain itu menurut data impor dari tahun 2009-2015 mengalami peningkatan, namun pada tahun 2013 mengalami penurunan kebutuhan bioetanol dan kembali mengalami peningkatan jumlah kebutuhan bioetanol pada tahun 2014. Hal ini menunjukkan bahwa kebutuhan bioetanol di Indonesia mengalami fluktuatif tapi cenderung mengalami kenaikan disetiap tahunnya. Sehingga dapat disimpulkan bahwa kebutuhan bioetanol di Indonesia cukup dibutuhkan.

1.1.5 Aspek Pasar

Tabel 1.2 Data Impor dan Ekspor Bioetanol di Indonesia
(Ton/Tahun)

| No. | Tahun | Kebutuhan (Kg/Tahun) | |
|-----|-------|----------------------|------------|
| | | Impor | Ekspor |
| 1. | 2009 | 95.394 | 26.372.138 |
| 2. | 2010 | 180.284 | 38.972.371 |



| | | | |
|----|------|-----------|------------|
| 3. | 2011 | 620.150 | 63.606.076 |
| 4. | 2012 | 121.413 | 46.800.036 |
| 5. | 2013 | 358.957 | 67.993.751 |
| 6. | 2014 | 1.291.414 | 73.943.346 |
| 7. | 2015 | 134.976 | 52.654.444 |

Berdasarkan Tabel 1.2 menunjukkan bahwa berdasarkan data ekspor menunjukkan bahwa kebutuhan bioetanol dari tahun 2009-2015 mengalami kenaikan, tetapi pada tahun 2012 mengalami penurunan kebutuhan bioetanol dan mengalami peningkatan jumlah kebutuhan bioetanol kembali pada tahun 2015. Hal ini menunjukkan bahwa kebutuhan bioetanol di Indonesia mengalami fluktuatif tapi cenderung mengalami kenaikan disetiap tahunnya. Sehingga dapat disimpulkan bahwa kebutuhan bioetanol di Indonesia cukup dibutuhkan. Untuk memenuhi kebutuhan bioetanol yang semakin meningkat disetiap tahunnya serta Indonesia masih melakukan impor bioetanol dari Negara lain, maka hal ini dapat dijadikan sebagai pertimbangan untuk direncanakan pendirian pabrik bioetanol baru di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan bioetanol dalam negri dipandang cukup strategis.

1.1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

Produksi bioethanol di Indonesia setiap tahun mengalami kenaikan yang cukup signifikan. Penentuan kapasitas pendirian pabrik bioethanol ini didasarkan pada ketersediaan pada bahan baku Tandan kosong kelapa sawit.

Tabel 1.3 Luas area dan produksi kelapa sawit, menurut pengusahaan tahun 2011-2017

| Tahun | Luas Area (Ha) | Produksi (Ton) |
|-------|----------------|----------------|
| 2011 | 8.992.824 | 23.096.541 |
| 2012 | 9.572.715 | 26.015.58 |
| 2013 | 10.465.020 | 27.782.004 |
| 2014 | 10.754.801 | 29.278.189 |



BAB I Pendahuluan

| | | |
|------|------------|------------|
| 2015 | 11.260.277 | 31.070.015 |
| 2016 | 11.914.499 | 33.229.381 |
| 2017 | 12.307.677 | 35.359.384 |

(sumber :Direktorat Dirjen Perkebunan, 2016)

Tabel 1.4 Luas area dan produksi kelpa sawit menurut provinsi dan status pengusahaan

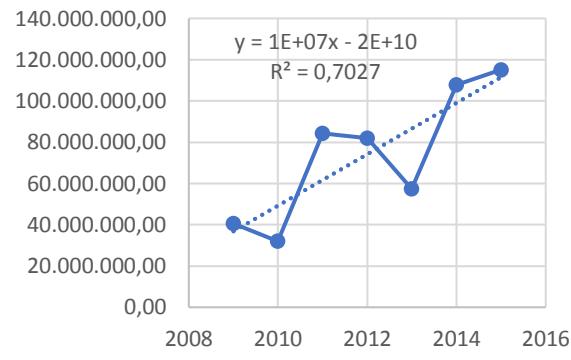
| Provinsi | Jenis tanaman | Tahun | Luas Area (Ha) | Produksi (Ton) |
|---------------|---------------|-------|----------------|----------------|
| Sumatra utara | Kelapa Sawit | 2015 | 1.427.021 | 5.193.135 |
| Sumatra utara | Kelapa Sawit | 2016 | 1.445.725 | 5.404.594 |
| Sumatra utara | Kelapa Sawit | 2017 | 1.474.897 | 5.760.147 |

(sumber : Direktorat Dirjen Perkebunan, 2016)

Berikut adalah beberapa faktor terpenting dalam perhitungan kapasitas pabrik, antara lain:

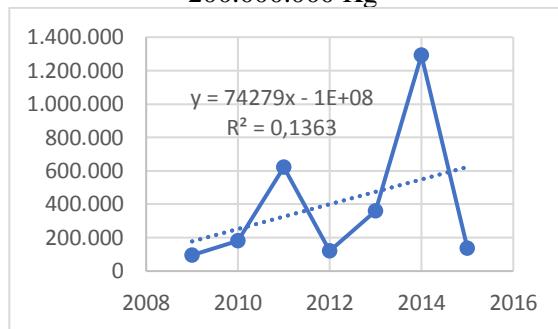
- ketersediaan bahan baku
- kapasitas produksi minimal
- jumlah kebutuhan atau konsumsi bioetanol di Indonesia

Dari data kebutuhan bioetanol didapatkan kurva grafik yang menunjukkan jumlah impor setiap tahunnya mengalami peningkatan, dan mengalami kenaikan kebutuhan. Peningkatan kebutuhan impor bioetanol sangat besar pada tahun 2014 yang ditunjukkan pada grafik 1.I sebagai berikut:

**Grafik I.1** Perkembangan Produksi Etanol di Indonesia

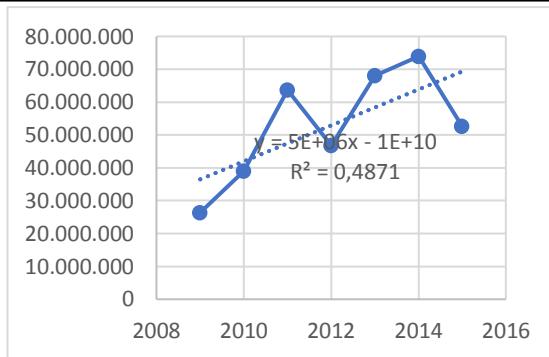
- Produksi Etanol di Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}y &= 10.000.000 \text{ (2020)} - 20.000.000.000 \\&= 200.000.000 \text{ Kg}\end{aligned}$$

**Grafik I.2** Perkembangan Impor Etanol di Indonesia

- Impor Etanol Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}y &= 74.279 \text{ (2020)} - 100.000.000 \\&= 50.043.580 \text{ Kg}\end{aligned}$$

**Grafik I.3** Perkembangan Ekspor Etanol di Indonesia

- Ekspor Etanol di Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}y &= 5.000.000 (2020) - 10.000.000.000 \\&= 100.000.000 \text{ Kg}\end{aligned}$$

- Konsumsi Bioetanol

$$\begin{aligned}&= (\text{Produksi} + \text{Import}) - (\text{Ekspor}) \\&= (200.000.000 + 50.043.580) - (100.000.000) \\&= 150.043.580 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Berdasarkan kebutuhan pasar, kapasitas pabrik Bioetanol yang akan berdiri pada tahun 2020, memiliki kapasitas pabrik sebesar 22.500 ton/tahun, dengan pertimbangan mengambil 15% dari kebutuhan etanol pada tahun 2020.

- Kapasitas Produksi Pabrik Bioetanol
- $$\begin{aligned}&= 15\% \text{ dari Konsumsi Bioetanol} \\&= 15\% \times 150.043.580 \\&= 22.506.537 \text{ Kg} \\&= 22.500 \text{ Ton}\end{aligned}$$

1.1.7 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaranusaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi



mahal sehingga tidak ekonomis. Hal - hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan. Lokasi pabrik bioethanol ini direncanakan berdiri di Kabupaten Asahan, Sumatra Utara karena daerah tersebut memiliki areal lahan kelapa sawit seluas 79.935 Ha. Pertimbangan alasan pemilihan lokasi ini antara lain:

1. Lokasi dekat dengan bahan baku

Luas areal lahan kelapa sawit di Provinsi Sumatra Utara kabupaten Asahan sebesar 79.935 Ha sehingga dapat menjamin kontinuitas produksi pada pabrik dalam jangka panjang.

2. Persediaan air

Kebutuhan air di Pabrik kelapa sawit disuplai dari air sungai Aasahan yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai dan air sisa proses. Air sungai tersebut digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi.

3. Tenaga Kerja

Sama halnya dengan pabrik pada umumnya, Pabrik kelapa sawit ini membutuhkan tenaga kerja yang cukup banyak. Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar.

4. Fasilitas Transportasi

Lokasi pabrik dekat dengan laut sehingga memudahkan dalam transportasi. Lokasi pabrik direncanakan pula dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan dalam proses distribusi bahan baku maupun produk



Gambar 1.1 Daerah Lokasi Pendirian Pabrik Bioethanol dari tandan kosong kelapa sawit



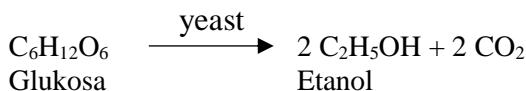
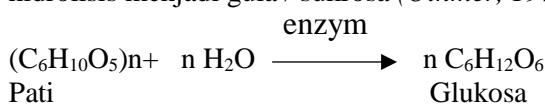
1.2 Dasar Teori

1.2.1 Bioetanol

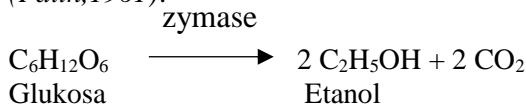
Bioetanol (C_2H_5OH) adalah etanol yang berasal dari makhluk hidup, dalam hal ini adalah bahan nabati. Bioetanol diproduksi dengan teknologi biokimia, melalui proses fermentasi. Bioetanol dapat dibuat dengan dua cara yaitu sintetik kimia dari bahan petroleum atau gas alam dan dengan cara fermentasi. Etanol yang dihasilkan dengan cara fermentasi disebut juga dengan bioetanol sedangkan etanol sintesis disebut metil alkohol terbuat dari etilen. Bioetanol dapat digunakan dalam industri kimia (bahan pelarut organik, bahan pembuat minuman keras), bidang kedokteran (bahan antiseptik, bahan pelarut dan reagen dalam laboratorium), dan sebagai bahan bakar alternatif (Pariente, 2007). Bahan nabati yang bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol adalah :



1. Bahan-bahan berpati, misalnya dari biji-bijian atau dari umbi-umbian. Bahan baku ini terlebih dahulu dihidrolisis menjadi gula/sukrosa dengan bantuan enzim. Reaksi hidrolisis menjadi gula / sukrosa (*Othmer, 1978*):

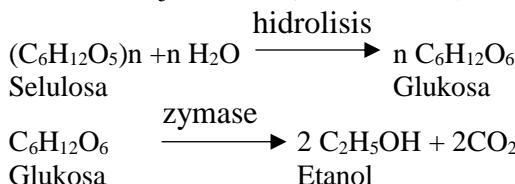


2. Bahan-bahan yang mengandung gula, misalnya nira, legen, tetes, dan sebagainya. Penggunaan paling besar dari gula untuk fermentasi adalah darimolasesnya yang mengandung kira-kira 35 – 48 % berat sukrosa, 15 – 20 % berat gula invers seperti glukosa dan fruktosa, dan 28 – 48 % berat padatannya gula, fermentasi pada suhu 20 – 32° C selama ± 1 – 3 hari. Reaksi fermentasi dari gula (*Faith, 1961*):



Yield yang dihasilkan dari proses fermentasi ini ±90 %.

3. Bahan-bahan berselulosa, misalnya dari limbah tanaman kosong kelapa sawit, batang jagung, ampas tebu, dan limbah pertanian. Bahan-bahan berseratharuh dikonversikan menjadi gula terlebih dahulu, umumnya dengan menggunakan asam mineral. Reaksi perubahan selulosa menjadi etanol (*Othmer, 1978*):





1.2.2 Tandan Kosong Kelapa Sawit

Kelapa sawit (*Elaeis*) adalah tumbuhan industri penting penghasil minyak masak, minyak industri, maupun bahan bakar (biodiesel). Perkebunannya menghasilkan keuntungan besar sehingga banyak hutan dan perkebunan lama dikonversi menjadi perkebunan kelapa sawit. Indonesia adalah penghasil minyak kelapa sawit kedua dunia setelah Malaysia. Di Indonesia penyebarannya di daerah Aceh, pantai timur Sumatra, Jawa, dan Sulawesi

Kerajaan : Plantae

Divisi : Magnoliophyta

Kelas : Liliopsida

Ordo : Arecales

Family : Arecaceae

Genus : Elaeis

Tandan kosong kelapa sawit adalah salah satu produk sampingan berupa padatan dari industri pengolahan kelapa sawit. Ketersediaan tandan kosong kelapa sawit cukup signifikan bila ditinjau berdasarkan rata-rata jumlah produksi tandan kosong kelapa sawit terhadap total jumlah tandan buah segar yang diproses

1.3 Kegunaan Bioetanol

Bioetanol banyak sekali di gunakan pada dunia industri, sehingga banyak pula kegunaan yang terdapat dalam bahan tersebut.

Berdasarkan (*Fessenden, 1992*), kegunaan Bioetanol antaralain:

1. Digunakan dalam minuman keras.
2. Sebagai pelarut dan reagensia dalam laboratorium dan industri.
3. Sebagai bahan bakar.

Berdasarkan (*Austin, 1984*), kegunaan Bioetanol antara lain:

1. Sebagai bahan industri kimia.



2. Sebagai bahan kecantikan dan kedokteran.
3. Sebagai pelarut untuk sintesis senyawa kimia lainnya.
4. Sebagai bahan baku (*raw material*) untuk membuat ratusansenyawa kimia lain seperti asetaldehid, etil asetat, asamasetat, *etilene dibromide*, *glycol*, etil klorida, dan semua etilester.

Berdasarkan (*Uhlig, 1998*), kegunaan Bioetanol antara lain:

1. Sebagai pelarut dalam pembuatan cat dan bahan-bahankosmetik.
2. Diperdayakan dalam perdagangan domestik sebagai bahanbakar

1.4 Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1 Bahan Baku Utama

1. Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

Sifat fisika dan kimia dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dapat dilihat pada Tabel I.1 dan Tabel I.2. (Eka, 2000).

Tabel I. 5. Komposisi Fisika Tandan Kosong Kelapa Sawit.

| No. | Parameter | TKKS Bagian Pangkal | TKKS Bagian Ujung |
|-----|---|----------------------|----------------------|
| 1. | Panjang serat - Minimum, mm - Maksimum, mm - Rata-rata (L), mm | 0,63 0,81 1,20 | 0,46 0,27 0,76 |
| 2. | Diameter serat (D), μm | 15,01 | 14,34 |
| 3. | Diameter lumen (l), μm | 8,04 | 6,99 |
| 4. | Tebal dinding (w), μm | 3,49 | 3,68 |
| 5. | Bilangan Runkel (2w/l) | 0,87 | 1,05 |
| 6. | Kelangsungan (L/D) | 79,95 | 53,00 |
| 7. | Kelemasan (l/D) | 0,54 | 0,49 |



| | | | |
|-----|---|-------|--------|
| 8. | Kadar Serat, % | 72,67 | 62,47 |
| 9. | Kadar Bukan Serat, % | 27,33 | 37,53 |
| 10. | Rapat massa tumpukan serpih (campuran), kg/m ³ | | 177,98 |

Tabel I. 6. Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit (*Nur fahmi et al, 2016*).

| Komponen | Presentase (bobot kering) |
|-----------------|----------------------------------|
| Selulosa | 44,2% |
| Hemiselulosa | 33,5% |
| Lignin | 20,4% |
| Abu | 1,9% |

1.4.2 Bahan Baku Pendukung

1.4.2.1 *Zymomonas Mobilis*

- *Z. mobilis* berbentuk batang yang merupakan bakteri gram negatif.
- Bakteri berukuran panjang $\pm 2 - 6 \mu\text{m}$ dan lebar 1 – 1,4 μm , tetapi dapat bervariasi.
- Suhu optimal dalam proses fermentasi untuk menghasilkan alkohol berkisar antara 25 – 30°C
- Dalam bentuk yang alami hanya dapat memetabolisme glukosa, fruktosa dan sukrosa menjadi etanol, namun dapat juga memfermentasi karbohidrat yang lebih kompleks.
- Organisme *Z.mobilis* adalah kandidat terkemuka karena memiliki efisiensi tingkat tinggi dalam memproduksi etanol dan kemampuannya untuk diubah secara genetik.
- *Z. mobilis* menurunkan gula untuk menjadi piruvat menggunakan jalur Entner-Doudoroff. Piruvat kemudian diperlakukan untuk memproduksi etanol dan karbodioksida.

Keuntungan dari *Z. mobilis* cenderung lebih baik dari *Saccharomyces* dalam hal memproduksi bioethanol:

- Lebih tinggi gula serapan nitrogen dan hasil etanol,



- Lebih rendah biomassa produksi,
- Lebih tinggi etanol toleransi,
- Tidak memerlukan mengontrol penambahan oksigen selama fermentasi,
- Tanggungan untuk manipulasi genetik.
- Namun, *Z. mobilis* memiliki keterbatasan dibandingkan dengan ragi, dapat dipakai berbagai substrat yang terbatas pada glukosa , fruktosa, dan sukrosa. Varian dari *Z. mobilis* yang mampu menggunakan pentosa tertentu sebagai sumber karbon telah dikembangkan.

1.4.2.1 Enzim Selulosa

- *endoglucanases*, juga disebut *exobiohydrolase*
- *exoglucanases*, juga dikenal dengan *endoglucanase*
- β -*glukosidase*, juga disebut *cellobiase*

(Uhlig, 1998)

1.4.2.3 Asam Sulfat (H_2SO_4)

Sifat Fisika dan Kimia :

- Specific gravity : 1,84
- Titik leleh : 10,4 C
- Titik didih : 315 – 338 C
- Tidak berwarna
- Larut dalam air
- Korosif dan reaktif

Kegunaan :

- Sebagai katalis saat pretreatment *Dilute Acid*.
- Untuk menurunkan pH menjadi 4-5 pada proses sakarifikasi.

1.4.2.4 Diammonium phosphate ($(NH_4)_2HPO_4$)

Sifat Fisika :

- Berbentuk powder (bubuk).
- Berwarna putih.



- Titik lebur : 155 C.
- Densitas : 1,619 g/cm³
- Digunakan sebagai nutrisi.

Sifat Kimia :

- Larut dalam air.
- Tidak dapat larut dalam alkohol, acetone, dan ammonia cair.
- Pada temperatur tinggi, asam dapat bereaksi dengan metal dan teroksidasi.

(Sumber : MSDS Diammonium Phosphate)

1.4.2.5 Susu kapur (Ca(OH)_2)

Sifat Fisika dan Kimia :

- Berat molekul : 74,093 gr/mol
- Titik lebur : 512 oC
- Ksp : 4,68 x 10⁻⁶
- Kepadatan : 2,211 gr/cm³.padat
- Kelarutan dalam air : 0,189 gr/100ml (0 oC) ; 0,173 gr/100 ml (20 oC).
- Bubuk putih lembut atau cairan berwarna.
- Berbau.

Kegunaan :

- Sebuah flocculant, dalam air dan pengolahan limbah dan perbaikan tanah asam.
- Bahan dalam air kapur, semen, dan gips.

(Sumber : MSDS Ca(OH)_2)

1.4.2.6 H_2O

Sifat Fisika dan Kimia :

- Rumus Molekul : H–O –H
- Rumus Kimia : H_2O
- Berat Molekul : 18,0153 g/mol
- Titik Didih : 100 oC
- Titik Beku : 0 oC
- Temperatur Kritis : 374,15 oC



- Tekanan Kritis : 218,3074 atm
- Densitas : 0,998 g/cm³ (cair, 20 oC) ; 0,92 g/cm³ (padatan)
- Panas Jenis : 0,9995 kal/g oC
- Kenampakan : Cairan jernih

Kegunaan:

- Hidrolisis

(Sumber : MSDS H_2O)

I.4.3 Produk

I.4.3.1 Produk Utama

I.4.3.1.1 Bioetanol (C_2H_5OH)

Bioetanol (C_2H_5OH) adalah cairan biokimia pada proses fermentasi gula dari sumber karbohidrat yang menggunakan bantuan mikroorganisme. Dalam perkembangannya, produksi alkohol yang paling banyak digunakan adalah metode fermentasi dan distilasi. Bahan baku yang dapat digunakan pada pembuatan etanol adalah nira bergula (sukrosa): nira tebu, nira nipah, nira sorgum manis, nira kelapa, nira aren, nira siwalan, sari buah mete; bahan berpati: tepung-tepung sorgum biji, sagu, singkong, ubi jalar, ganyong, garut, umbi dahlia; bahan berselulosa (lignoselulosa): kayu, jerami, batang pisang, bagas dan lain-lain. Bioetanol merupakan etanol yang dihasilkan darifermentasi glukosa (gula) yang dilanjutkan dengan proses destilasi. Proses destilasi dapat menghasilkan etanol dengan kadar 95% volume, untuk digunakan sebagai bahan bakar(biofuel) perlu lebih dimurnikan lagi hingga mencapai 99% yang lazim disebut *FuelGrade Ethanol* (FGE). Proses pemurnian dengan prinsip dehidrasi umumnya dilakukan dengan metode *Molecular Sieve*, untuk memisahkan air dari senyawa etanol. Etanol dikategorikan dalam dua kelompok utama, yaitu:

1. Etanol 95 - 96%, disebut dengan “etanol berhidrat”, yang dibagai dalam:
 - a. Technical/raw spirit grade, digunakan untuk bahan bakar spiritus, minuman, desinfektan, dan pelarut.



- b. Industrial grade, digunakan untuk bahan baku industri dan pelarut.
 - c. Potable grade, untuk minuman berkualitas tinggi.
2. Etanol > 99,5%, digunakan untuk bahan bakar. Jika dimurnikan lebih lanjut dapat digunakan untuk keperluan farmasi dan pelarut di laboratorium analisis. Etanol ini disebut dengan dengan *Fuel Grade Ethanol* (FGE) atau *anhydrous ethanol* (etanol anhidrat) atau etanol kering, yakni etanol yang bebas air atau hanya mengandung air minimal.

Tabel 1.7 Sifat Fisik Etanol

| Parameter | Keterangan |
|-----------------------------|----------------------------------|
| Rumus Kimia | C ₂ H ₅ OH |
| Berat Molekul | 46 |
| Densitas (gr/mL) | 0,7851 |
| Titik Didih (°C) | 78,4 |
| Titik Nyala (°C) | 13 |
| Titik Beku (°C) | -112,4 |
| Indeks Bias | 1,3633 |
| Panas Evaporasi (cal/gr) | 204 |
| Viskositas pada 20° (poise) | 0,0122 |

Sumber : Badan Standarisasi Nasional

I.4.3.2 Produk Samping

I.4.3.2.1 Karbondioksida (CO₂)

Sifat Fisika :

- Rasa asam
- Temperatur kritis 31,1 °C
- Tekanan kritis 734 kPa
- Zat tak berwarna dan tak berbau
- Sedikit larut dalam air
- Viskositas 0,07cp pada -78°C
- Keasaman (pKa) : 6,35 & 10,33
- Kelarutan dalam air : 1,45 g/L

**Sifat Kimia :**

- Berat Molekul : 44,01 gr/mol
- Momen dipole : nol
- Bentuk molekul : linear
- Kereaktifan : tidak reaktif/inflammable



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Pembuatan bioethanol secara komersial menurut (*Ulman, 1987*) dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu :

1. Sintesis dari etilen
 - a. Proses *Indirect Hydration (Esterification Hydrolysis)*
 - b. Proses *Direct Hydration Ethylene (Catalytic Hydration)*
2. Fermentasi gula, pati atau selulosa

II.1.1 Proses Pembuatan etanol secara sintesis dari etilen

Pada proses pembuatan etanol secara síntesis, terjadi reaksiantara senyawa-senyawa kimia saja, sehingga terbentuk etanol. Ada dua proses untuk sintesis etil alkohol dari etilen, yaitu "*Indirect Hydration Ethylen*" (hidrasi etilen secara tidaklangsung) dan "*Direct Hydration Ethylen*" (hidrasi etilen secaralangsung).

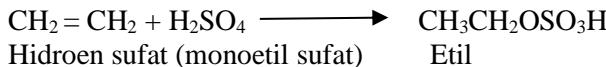
- **Proses *Indirect Hydration (Esterification Hydrolysis)***

Proses ini telah dilakukan untuk pertama kali oleh "*UnionCarbide Corporation*" pada tahun 1930. Proses ini dikenalsebagai proses asam sulfat pekat, proses etilen, proses etil sulfatatau proseshidrolisis sulfonasi. Proses pembuatan etanol dari etilen dengan menggunakan asam sulfat ini meliputi tiga tahapan,yaitu :

1. Tahap absorpsi etilen oleh asam sulfat membentuk mono- dandietilen sulfat. Bahan masukan hidrokarbon (metana dan etana) inimengandung 35-95% etilen. Proses absorpsi etilen dengan asamsulfat 95-98% ini terjadi secara "*counter current*" dalam reaktorkolom pada kondisi operasi 180-200 psig (1,3 – 1,5 Mpa). Reaksiyang terjadi bersifat eksotermis. Proses absorpsi ini akan berlangsung baik jika kontak gas etilen dan asam sulfat dilakukan dengan lebih efisien melalui tower

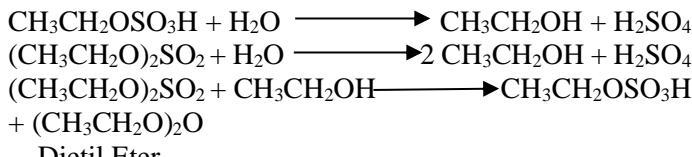


absorbsi yang sesuai. Adapun reaksi yang terjadi adalah :



2. Tahap hidrolisa etil sulfat menjadi etanol

Hasil absorbsi yang mengandung campuran etil sulfat ini akan dihidrolisa dengan air, sehingga menghasilkan larutan asam sulfat 50 – 60%. Campuran hidrolisa ini kemudian dipisahkan dalam “*stripping column*” dimana asam sulfat encer sebagai “*bottom product*” dan campuran air-eter-gas alkohol berada pada bagian atasnya. Campuran yang berada di atas ini kemudian dicuci dengan menggunakan air atau natrium hidroksida untuk kemudian dimurnikan dalam kolom distilasi. Dietil eter merupakan produk samping dari reaksi etanol dengan dietil sulfat. Adapun reaksi yang terjadi adalah :

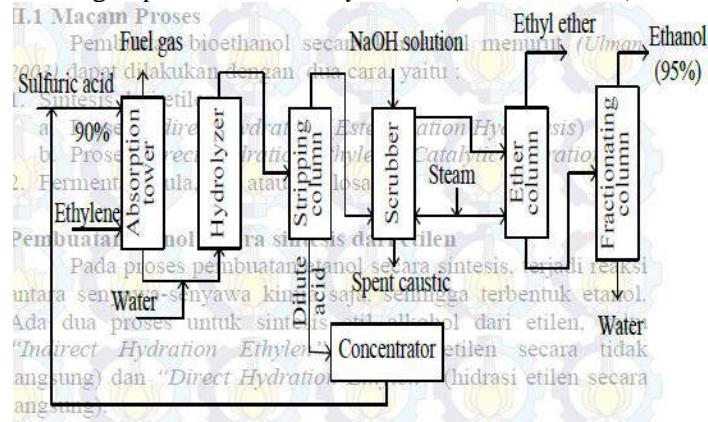


3. Tahap pemekatan kembali asam sulfat (50 – 60%)

Reboiler asam dengan sistem evaporasi vakum dua tingkat akan meningkatkan konsentrasi asam sekitar 90%. Menurut (*Faith, 1975*) tingkat keasaman akan mencapai 96-98% etana) ini mengandung 35-95% etilen.



Berikut ini adalah gambar aliran proses pembuatan etanol dari etilena dengan proses *Indirect Hydration* (Othmer, 1983).



Gambar II.1 Aliran Proses pembuatan etanol dari etilena dengan proses *Indirect Hydration*

- **Proses direct Hydration (catalytic Hydration)**

Proses hidrasi etilen secara langsung ini merupakan suatu Proses yang sudah tidak menggunakan asam sulfat lagi. Proses ini dimulai sebelum tahun 1947 di Negara amerika serikat dan juga secara komersial di inggris pada tahun 1951.

Menurut othmer 1983, ada dua proses utama untuk *direct Hydration Ethylene* menjadi etanol :

1. Proses fase uap dengan mengontakkan katalis padatan atau liquid dengan reaktan gas. Secara umum, etanol diproduksi dengan proses fase uap.
2. Proses fase campuran dengan mengontakkan katalis padatan atau liquid dengan reaktan gas. Proses ini digunakan untuk hidrasi propilena menjadi iso propanol.

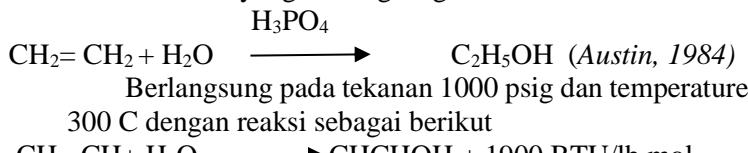
Proses ini menggunakan katalis H_2PO_4 yang bereaksi pada suhu 300 C dan tekanan 6.8 Mpa sehingga diperoleh yield 92%. Etilen dan air dicampur dengan



menggunakan aliran “*recycle*” ratio etilen air sebesar 1:0.6 (ratio mol). Campuran tersebut dipanaskan dalam *furnace* dengan suhu 300 C, dan gas etilen bereaksi juga dengan katalisnya (*Faith 1975*).

Campuran yang sudah dipanaskan tersebut dimasukkan ke dalam reactor katalitik “*fixed bed*”. Uap yang meninggalkan reactor sedikit lebih panas dari *feed* etilen yang diumpulkan. Hal ini disebabkan karena reaksi berlangsung secara eksotermis (*Othmer, 1983*).

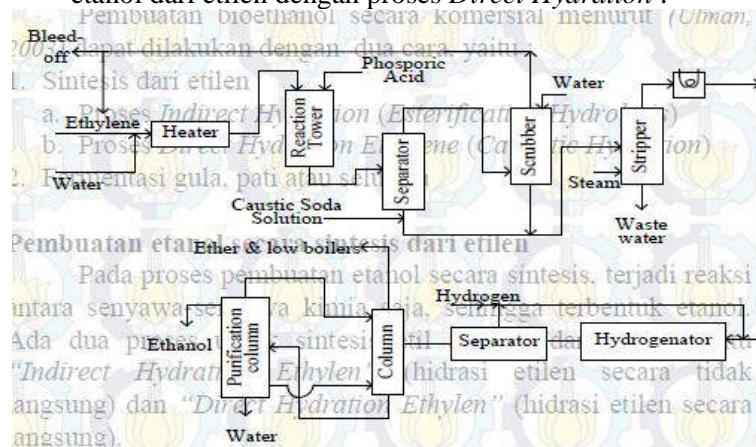
Ragen yang tidak dapat bereaksi akan dipisahkan dan diresirkulasi. Produk samping yang berasal dari asetildehid akan dihidrogenasi dengan katalis untuk menghasilkan etanol. Reaksi yang berlangsung adalah :



Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga uap yang meninggalkan reactor sedikit lebih panas dari panas *feed* etilen yang dimasukkan. Produk yang keluar dari reactor kemudian didinginkan melalui “*heat exchanger*” dengan umpan masukkan ke dalam reactor dan dipisahkan ke dalam aliran cairan dan uap. Aliran cairan akan dilewatkan menuju ke “*system refining*” etanol, sedangkan aliran uapnya akan diumpulkan ke dalam “*Water scrubber*” untuk dihilangkan etanol yang masih terikut (*Othmer, 1983*).



Berikut ini adalah gambaraliran proses pembuatan etanol dari etilen dengan proses *Direct Hydration* :



Gambar II.2 Aliran Proses pembuatan etanol dari etilen dengan proses *Direct Hydration*

II.1.2. Pembuatan etanol secara hidrolisa dan fermentasi

Etanol merupakan produk peragian gula yang paling tersebar luas. Produsen utama alkohol ialah ragi terutama daristana *Saccharomyces Cerevisiae*. Ragi ragi seperti kebanyakan fungi merupakan organisme bernafas anaerob, dari lingkungan terisolasi dari udara, organisme ini meragikan karbohidrat menjadi etanol dan karbodioksida.

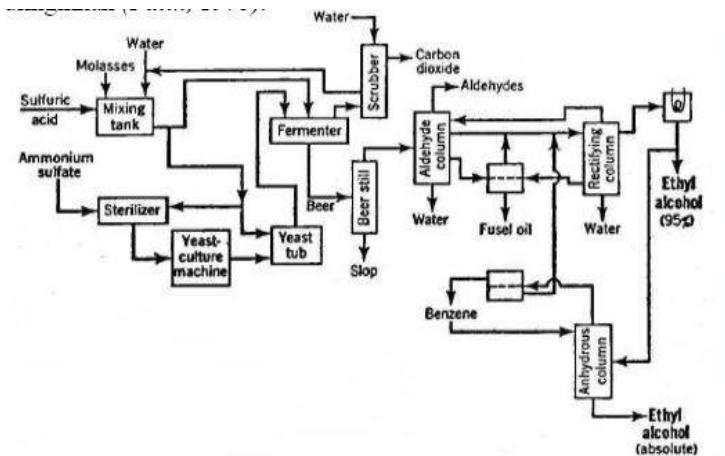
Pada proses fermentasi, bahan baku untuk pembuatan etanol dapat berupa jenis karbohidrat, jenis pati-patian (starch) bahan berserat dan juga bahan-bahan yang mengandung gula.

- Pembuatan Etanol dari "backstrap molasses"

Tetes tebu berasal dari hasil samping dari pembuatan gula tebu (*saccharum officinarum*). Tetes tebu berwujud cairan kental yang diperoleh dari tahap pemisahan Kristal gula. Tetes tebu tidak dapat dibentuk guladengan kadar tinggi 50-60 %, asam amino, dan mineral. Tingginya kandungan gula dalam tetes tebu berpotensi untuk



dimanfaatkan sebagai bahan baku bioethanol. Pembuatan bioethanol dari molasses dengan cara bahan baku difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan “*saccharomyces cerevisiae*” pada suhu 30-40 C dan pH 4,5 – 5. Untuk mencapai pH 4,5-5 ditambahkan asam sulfat. Kemudian dilakukan pemurnian kedalam kolom distilasi. Hasil permurnian yang telah diperoleh dimurnikan kembali pada kolom distilasi berikutnya sesuai dengan tingkat kualitas alcohol yang diinginkan (*Faith, 1975*)



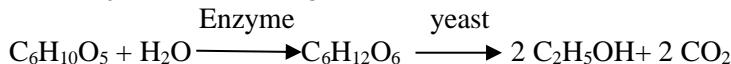
Gambar II.3 Aliran Proses pembuatan etanol secara hidrolisa dan fermentasi

- **Pembuatan Etanol dari Pati**

Menurut *Othmer (1983)* semua alcohol yang dapat diminum dan kebanyakan industry alcohol yang menggunakan metode fermentasi akhir-akhir ini terbuat dari butir padi. Fermentasi pati pada biji padi prosesnya lebih kompleks dari pada fermentasi dari bahan gula karena pati harus terlebih dahulu diubah menjadi gula dan kemudian berubah menjadi ethanol. Proses ini dikenal oleh orang mesir kuno dan mesapotaminan, yang membuat bir



hampir 5000 tahun yang lalu. Yang telah menyederhanakan persamaan untuk perubahan pati menjadi ethanol sebagai berikut :



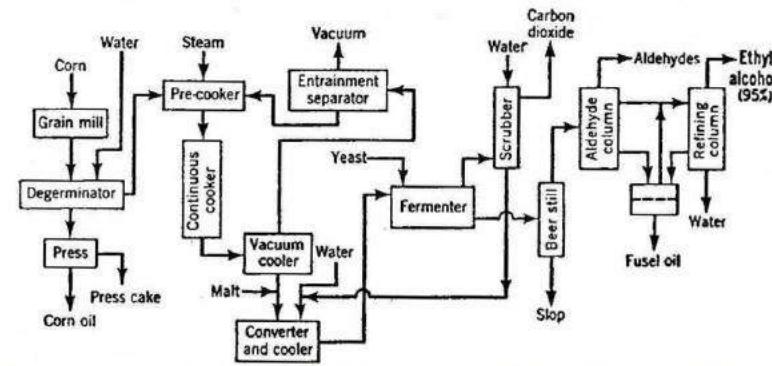
Pati diubah menjadi glukosa secara enzimatis salah satunya dengan memakai jamur amylase. Yang akan menghasilkan dekstrin dan akan difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan yeast yang menghasilkan CO_2 sebagai produk samping. Hasil produk yang lain adalah pati yang tidak terfermentasi, fiber, protein.

Kekurangan pada penggunaan bahan dari pati ini adalah salah satunya harganya yang fluktuatif. Tiap kali harga pati turun, terdapat ketertarikan untuk memanfaatkan pati sebagai bahan untuk pembuatan alcohol sebagai bahan tambahan lain dalam bahan bakar otomotif (gasohol). Diakhir 1973 turunan ethanol dari biji padi yang dapat bersaing dengan ethanol yang terbuat dari ethylene yang telah terdapat di pasaran.

Pati terlebih dahulu dimasukkan dalam tangki likuifikasi dengan kondisi operasi 105 C dan kemudian kedalam tangki likuifikasi ditambahkan enzim α amylase sebagai biokatalisator. Penambahan enzim α amylase ini berfungsi untuk menghilangkan sirup glukosa. Pati yang sudah terlifikuifikasi ini akan didinginkan sampai mencapai suhu 60 C dan pH dijaga 5-6,5. Selanjutnya pati yang telah tergelatinisasi dalam bentuk maltose sihidrolisa dalam tangki sakarifikasi dengan bantuan enzim glukoamilase. Enzim glukoamilase ini berfungsi untuk menghasilkan glukosa. Setelah dihidrolisa kemudian difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan "*saccharomyces cerevisiae*" pada suhu 30-40 C dan pH 4,5-5. Untuk mencapai pH 4,5 -5 ditambahkan asam sulfat. Kemudian dilakukan pemurnian pada kolom distilasi.



Hasil pemurnian yang telah diperoleh dimurnikan kembali dalam kolom distilasi berikutnya sesuai ringkat kualitas alcohol yang diinginkan.



Gambar II.4 Pembuatan etanol dari pati

- Pembuatan bioetanol dari bahan selulosa**

Menurut Othmer (1983), meskipun disalah satu tahap pada proses pengubahan selulosa menjadi ethanol dengan yield yang dihasilkan sebesar 100%, hampir dua sampai tiga massa akan hilang saat proses berlangsung. Jumlah karbon dioksida gampang menyebabkan masalah pada raw material.

Masalah lain adalah larutan asam yang digunakan untuk proses hidrolisis selulosa yang terdapat pada kayu yang diubah menjadi banyak glukosa dan gula sederhana akan diubah pada proses pembuatan gula. Salah satu cara baru untuk memperkecil biaya dalam mengubah limbah selulosa dari kayu, Koran, dan sampah kota menjadi glukosa yang termasuk dalam pemanfaatan agar tidak terjadi korosi dan untuk mengurangi waktu hidrolisis. Salah satu cara untuk membuat limbah selulosa agar lebih mudah untuk dihidrolisis yaitu dengan dengan memperlakukan feed selulosa menjadi ledakan kecil



dengan menggunakan energy electron dengan besar yang memancarkan sinar radiasi. Hydropulping pada selulosa dengan $10 \mu\text{s}$ ledakan dari 3×10^{-6} eV ancara electron mempercepat dengan mengurangi waktu pada proses hidrolisis dengan menggunakan asam encer dari jam ke detik. sebuah alternatif untuk pengganti hidrolisis asam adalah dengan menggunakan hidrolisis enzim. Meskipun hidrolisa enzim mencegah korosi dan mengurangi *loss* pada produk bahan bakar yang dihubungkan dengan hidrolisa asam. Hidrolisa enzim memiliki kekurangan tersendiri, hidrolisis enzimatik berlangsung lambat dan produk glukosa akan terakumulasi dan bereaksi di dalam bejana.

Ada 3 proses pembuatan etanol dari bahan selulosa

1. **Hidrolisa asam**

Pada proses hidrolisa asam dengan menggunakan asam pekat, digunakan temperature yang relative rendah. Salah satu proses asam pekat dilakukan oleh *Tennessee Valley Authority* (TVA).

Pada proses asam pekat TVA bahan yang mengandung selulosa dicampur dengan asam sulfat encer 10 % dan dipanaskan sampai 100 C selama 2-6 jam dalam reactor hidrolisa yang pertama. Temperature dan tekanan yang rendah menimbulkan degradasi gula. Untuk mendapatkan kembali gula, material yang dihidrolisa pada reactor pertama direndam dalam air dan dikeringkan beberapa kali.

Sisa solid dari stage pertama kemudian dikurangi airnya dan direndam selama 30-40% asam sulfat selama 1-4 jam sebagai langkah hidrolisa pre-slulosa. Material itu kemudian dikurangi airnya dan dikeringkan dan didapatkan konsentrasi asam dalam material meningkat sampai 70%. Setelah bereaksi dalam bejana yang lain selama 1-4 jam pada 100 C, isi reactor disaring untuk



BAB II Macam dan Uraian Proses

memisahkan solid dan mendapatkan kembali gula dan asam.

2. Hidrolisa enzimatis

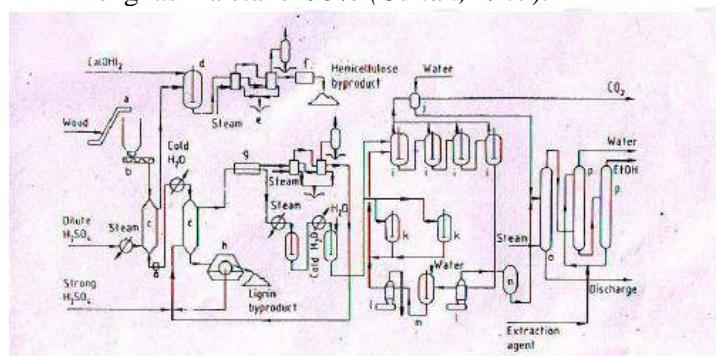
Salah satu contoh dari proses yang berdasarkan hidrolisa enzimatis adalah yang telah dikembangkan oleh *National Renewable Energy Laboratory* (NREL). Setelah perlakuan awal dengan asam encer, slurry didetoksifikasi untuk memisahkan material yang beracun bagi mikroorganisme yang digunakan dalam proses. Sebagian kecil dari slurry ini dikirim ke bejana terpisah untuk menumbuhkan mikroorganisme yang digunakan dalam proses. Sebagian kecil dari slurry ini dikirim ke bejana terpisah untuk menumbuhkan mikroorganisme yang menghasilkan enzim selulose untuk proses. Slurry yang lain dikirim ke bejana yang lain untuk menumbuhkan *kulturyeast* untuk fermentasi. Dalam proses NREL, baik enzim maupun mikroorganisme fermentasi ditambahkan pada waktu yang sama ke slurry dan konversi gula dan fermentasi terjadi secara simultan (*simultaneous saccharification and fermentation*). (D.Humbird, 2011)

3. Proses termokimia

Salah satu contoh adalah proses yang dikembangkan oleh *Bioengineering Resources in Fayetteville*, Arkansas. Material biomassa mula-mula digasifikasi secara termokimia dan gas sintesis dilewatkan fermenter. Mikroorganisme yang mampu mengubah gas sintesis dimasukkan ke dalam fermenter pada kondisi proses tertentu dan menyebabkan fermentasi menjadi etanol. Contoh yang lain tidak menggunakan mikroorganisme. Pada proses ini, material biomassa mula-mula digasifikasi secara termokimia dan gas sintesis dilewatkan pada reaktor yang mengandung katalis, yang menyebabkan gas terkonversi menjadi etanol (P.C.Badger, 2002).



Penambahan etanol dari bahan selulosa memerlukan pretreatment sebelum masuk ke proses fermentasi. Perlakuan pretreatment pada bahan dimaksudkan untuk menghidrolisa selulosa menjadi gula sederhana. Bahan baku yang mengandung serat terlebih dahulu melalui prehidroisis untuk menghidrolisis hemiselulosa menjadi senyawa gula sederhana, prehidrolisis diperlukan karena hemiselulosa lebih cepat terhidrolisis dari pada selulosa. Pre hidrolisis ini dilakukan dengan menggunakan asam encer 4,4 % pada suhu 100 C. setelah pre hidrolisis produknya di filter untuk memisahkan liquid dengan padatan lignoselulosa. Filtrate yang mengandung asam dilewatkan elektrodialisis untuk me recovery asam sulfat. Padatan lignoselulosa selanjutnya dikurangi kadar airnya menggunakan *rotary dryer*. Setelah kering dilignoselulosa dihidrolisis menggunakan asam sulfat pekat 85% untuk menghasilkan glukosa lignin yang berupa padatan dipisahkan dari glukosa menggunakan filter. Larutan glukosa yang mengandung asam dielektrodialisis untuk me recovery asam sulfat. Glukosa selanjutnya dapat difерментasi yang akan menghasilkan etanol sebesar 5-10% untuk meninggikan kadar etanol dilakukan distilasi untuk menghasilka etanol 95% (*Ulman, 1987*).



Gambar II.5 Pembuatan etanol dari selulosa



• **Sakarifikasi Biomassa Lignoselulose**

Menurut Soeprijanto (2013), hidrolisis asam dan hidrolisis enzim adalah dua metode dasar untuk sakarifikasi biomasa lignoselulose. Hidrolisis asam adalah salah satu metode paling tua digunakan dalam sakarifikasi biomassa lignoselulose yang mana asam sulfat paling sederhana digunakan karena hidrolisis ini biasanya asam yang murah.

Menurut Soeprijanto (2013), terdapat dua proses hidrolisis yaitu hidrolisis asam dan hidrolisis enzim.

1. Hidrolisis Asam

Biomassa dapat dihidrolisis menggunakan asam-asam yang berbeda untuk menghasilkan xilose, arabinose, glucose, dan asam asetat dengan memecah β -1,4 rantai *glucose* atau monomer-monomer xylose, kelompok-kelompok asetil, dan produk-produk lain dalam komponen-komponen biomassa selulose dan hemiselulose. Semua gula yang dapat difermentasi oleh hidrolisis asam bisa 90% nilai teoritis gula yang terkandung dalam biomassa selulose (Federick *et al.*, 2008; Lavarack *et al.*, 2002).

Proses-proses asam encer dilakukan pada suhu tinggi 120 sampai 200°C dan tekanan tinggi 15 psi hingga 75 psi, dan mempunyai waktu reaksi dalam kisaran 30 menit hingga 2 jam dengan proses-proses kontinyu (Badger *et al.*; 2002; Kim *et al.*, 2002).

Dalam hidrolisis asam encer, bahan baku umumnya ukurannya direduksi sebelum proses *pretreatment* dilakukan demikian juga dalam proses *dewatering* atau dalam *compression screw feeder* digunakan untuk beberapa keperluan komersial yang ada dalam *reactor-reaktor* hidrolisis kontinyu. Proses-proses menggunakan asam pekat sedikit lebih sukses, untuk menghasilkan gula lebih tinggi. Dalam proses-proses ini biasanya menggunakan asam sulfat 60 sampai 90%, suhu nyaman, dan tekanan medium. Keuntungan utama penggunaan proses asam pekat adalah untuk *recovery* gula dengan efisiensi tinggi, yaitu dapat memperoleh >90% untuk



gula-gula xilose dan glucose (Badger, 2002). Asam pekat dapat merusak ikatan-ikatan *hydrogen* antara rantai-rantai selulose, dan mengubahnya menjadi bentuk amorf. Senyawa selulose yang telah didekristalisasi membentuk gel homogen dengan asam (Farone dan Cuzens, 1996).

Proses-proses hidrolisis asam mempunyai beberapa kerugian karena membentuk senyawa-senyawa beracun seperti furfural, hidroximetilfulfural, asam asetat, asam format, asam levulinat dan lain-lain, yang menghambat proses fermentasi. Penyisihan senyawa-senyawa beracun akan meningkatkan biaya-biaya tambahan. Penggunaan kapur untuk menetralkan asam mempunyai kekurangan dapat menyebabkan kehilangan gula secara signifikan. Tetapi, menggunakan proses-proses ini dapat diganti dengan melakukan pemisahan dengan merecycle asam, sehingga secara ekonomi mempunyai nilai sangat tinggi.

2. Hidrolisis Enzim

Hidrolisis selulose menjadi *glucose* dalam media cair menggunakan katalis enzim selulase dengan laju reaksi lambat karena selulosa tersusun oleh struktur Kristal yang tinggi sehingga membuat penetrasi enzim menuju daerah aktif sangat sulit (Dadi *et al.*, 2006). Untuk memudahkan akses enzim dalam aktifitasnya, maka *pretreatment* diperlukan untuk memecah struktur Kristal lignoselulosa dan menyisihkan lignin dengan membuka molekul-molekul selulose dan hemiselulose (Badger, 2002).

Hasil yang diperoleh selama hidrolisis enzim untuk menghasilkan gula dibawah 20% tanpa melakukan *pretreatment*, sementara gula-gula yang dihasilkan diatas 90% diperoleh dengan melakukan *pretreatment* (Ghosh dan Ghose 2003). Proses pretreatment bisa dilakukan secara fisik, kimia, secara efektif untuk mengubah biomassa lignoselulosa bisa melalui beberapa proses, meliputi proses *organoslov* (Berlin *et al.*, 2006; Ewanick *et al.*, 2007), asam-asam encer (Cara *et al.*, 2008; Ewanick *et al.*, 2007; Tabtaka *et al.*, 2006), H_2O_2 (Saha dan Cotta, 2006), *irradiasi ultrasonic*, dan *steam explosion*



dikatalis oleh SO₂ (Ewanick *et al.*, 2007; Ohgren *et al.*, 2007). *Pretreatment* diperlukan untuk proses enzimatik berikutnya. Penambahan polietilen glikol dapat membantu untuk menghindarkan penggunaan suhu proses yang lebih tinggi (50°C), sehingga proses dapat berjalan menjadi lebih pendek. Gangguan yang terjadi terhadap struktur selulose dalam senyawa lignoselulose dapat menggunakan cairan ionik berupa 1-n-butil-3-metilimidazolium klorida. Penggunaan bahan ini akan mempercepat laju reaksi hidrolisis berikutnya. Proses *pretreatment* organoslov autokatalitik pada kondisi atmosfer dengan menggunakan gliserol pada kondisi cair dapat meningkatkan proses hidrolisis enzim pada biomassa lignoselulose. Hidrolisis biomassa lignoselulose menggunakan enzim merupakan metode sangat efektif. Selulase, enzim yang paling umum digunakan untuk mendepolimerisasi selulose menjadi glucose, tersirui atas tiga kelas besar, yaitu endoglukanase, eksoglukanase, dan β-glukosidase, sementara xilanase menghidrolisis hemiselulose menghasilkan xilose, arabinose, manose, asetat dll. Pengolahan biomassa melalui enzim atau hidrolisis mikroba umumnya melibatkan empat transformasi yang dimediasi secara biologis, antara lain; produksi enzim-enzim sakarolitik (selulase dan hemiselulase), hidrolisis komponen karbohidrat yang ada dalam biomassa dipretreatmen untuk menjadi gula, fermentasi gula-gula heksose (glucose, mannose, dan galaktose), dan fermentasi gula-gula pentose (xilose dan arabinose).

Sakarifikasi enzimatik menggunakan jerami gandum ditreatment menggunakan larutan asam encer diikuti oleh *steam explosion*. Proses sakarifikasi dilakukan dengan menggunakan gabungan enzim 10 U/g xilanase dari *Trichoderma Reesei*, 10 U/g rekombinan *feruloyl esterase* dari *Aspergillus niger*, dan *oxidoreductase* dari *Pycnoporus cinnabarinus*. Gabungan dari enzim selulase dari *Trichoderma Viride* dan *Aspergillus Niger* juga dapat dilakukan.



II.2 Seleksi Proses

Tabel II.1 Perbedaan dari ketiga proses pembuatan etanol

| Parameter | Indirect hydration | Direct hydration | Fermentasi selulosa menggunakan hidrolisa asam kuat | Hidrolisa enzim |
|--|-----------------------------|------------------------|---|-----------------|
| 1. Aspek teknis a. Proses b. Konversi c. Yield | Kontinyu 96-98 % 90 % | Kontinyu 97% 92% | Batch 95% 95% | >hidrolisa asam |
| 2. Kondisi operasi a. Suhu C b. Tekanan (atm) c. Waktu oerasi (jam) | 300 1,3 – 1,5 - | 300 6.8 - | 32 2 48 | 50 1 - |

Pada proses *Indirect dan direct hydration* bahan yang digunakan dikhkususkan untuk etelena saja. Etilena merupakan produk yang berasal dari berbagai macam bahan yang salah satunya adalah minyak bumi seperti yang telah diketahui bahwa minyak bumi adalah salah satu sumber yang tidak dapat diperbarui, dan penggunaan haruslah sehemat mungkin untuk kelangsungan hidup di masa mendatang.

Oleh karena itu untuk memenuhi kebutuhan etanol dipasaran digunakan bahan baku dimana bahan tersebut melimpah keberadaanya dan dapat diperbarui. Pada era persaingan perdagangan yang semakin meningkat, ada baiknya jika produk berasal dari limbah karena dapat meningkatkan pendapatan dan efisiensi bahan serta mengurangi pencemaran lingkungan. Proses fermentasi dilakukan jika bahan yang



BAB II Macam dan Uraian Proses

digunakan merupakan bahan organik sehingga dapat dicerna oleh bakteri.

Proses pembuatan bioethanol yang digunakan adalah proses fermentasi menggunakan hidrolisa enzimatis dengan bahan baku limbah tandan kosong kelapa sawit. Pemilihan bahan baku limbah TKKS didasari oleh kandungan selulosanya yang cukup besar yaitu 38%, tersedianya bahan baku yang melimpah di Indonesia karena TKKS merupakan limbah yang belum banyak dimanfaatkan dan belum mempunyai nilai ekonomis.

Dasar penggunaan proses fermentasi karena proses yang cukup sederhana, jika dibandingkan dengan proses lainnya. Hal ini disebabkan kaena proses fermentasi tidak membutuhkan katalis, tidak membutuhkan suhu yang terlalu tinggi, dan terjadi pada kondisi atmosfer.

Proses degradasi selulosa dilakukan dengan menggunakan hidrolisa enzimatis karena dapat menghasilkan yield glukosa yang besar dan tidak menyebabkan korosi pada alat (*Ulman, 1987*)



II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan Bioetanol dari bahan baku TKKS berdasarkan pada proses hidrolisa Enzimatis dan Fermentasi. Proses pembentukan Bioetanol dibagi menjadi empat tahap, yakni:

1. Tahap Pretreatment
2. Tahap Hidrolisa Enzimatis
3. Tahap Fermentasi
4. Tahap Ditolasi

II.3.1 Tahap Pretreatment

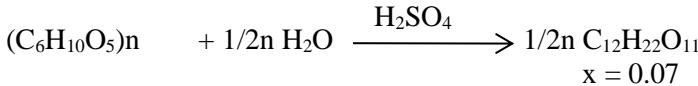
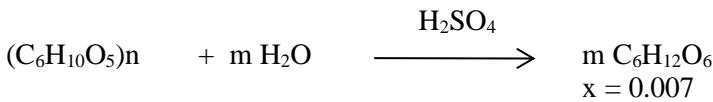
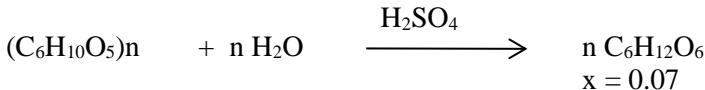
Dari bak penyimpan bin, tandan kosong kelapa sawit diangkat dengan *bucket elevator* menuju *Crusher*. Kemudian menuju *Rotary knife cutter* untuk memotong tandan kosong kelapa sawit hingga ukuran 5 mm untuk memperkecil ukuran tandan kosong kelapa sawit hingga 20 mesh, kemudian dialirkan menggunakan *screw conveyor* menuju reaktor prehidrolisa.

Reaktor pre-hidrolisis merupakan alat utama dari proses pretreatment, dimana hemiselulose terkonversi menjadi xylose dan xylose oligomer serta sebagian kecil dari selulose terkonversi menjadi glukose, glukose oligomer dan cellobiose. Sebelum proses terkonversinya hemiselulose dan selulose menjadi gula dan monomernya, bahan baku tandan kosong kelapa sawit padi mengalami pemecahan dinding sel yang paling luar yaitu lignin dengan menggunakan steam dan asam encer. Adapun steam yang digunakan yaitu Low Pressure Steam dengan temperatur 164 °C dengan tekanan 4 atm yang berfungsi sebagai pre-heater sebelum masuk kedalam reaktor, kemudian didalam reaktor diinjeksikan High Pressure Steam dengan temperature 192 °C dengan tekanan sebesar 13 atm dan asam yaitu H₂SO₄ encer dengan konsentrasi 2% secara bersamaan. Penambahan High Pressure Steam dan H₂SO₄ digunakan untuk mempercepat proses reaksi hidrolisis karena reaksi ini membutuhkan panas, adapun kondisi operasi dari reaktor prehidrolisis yaitu temperatur 190 °C; tekanan 12.1 atm; konsentrasi asam dalam reaktor 1,1%; konsentrasi padatan tak terlarut sebesar 30% dan waktu tinggal selama 2 menit.

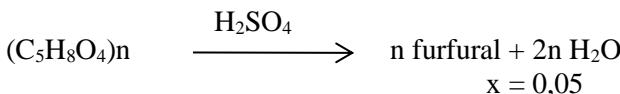
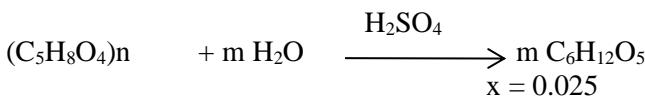
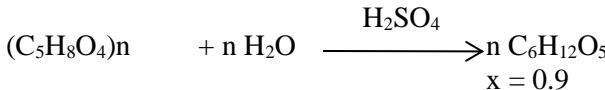


Reaksi-reaksi yang terjadi:

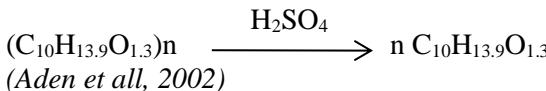
1. reaksi yang terjadi pada selulose



2. reaksi yang terjadi pada hemiselulose



3. reaksi yang terjadi pada lignin :



Proses hidrolisis menghasilkan produk berupa slurry yang mempunyai tekanan dan temperatur yang sangat tinggi, oleh karena itu untuk menurunkan tekanan hingga mencapai tekanan atmosfer dengan menggunakan tangki blowdown. Hasil produk dari reaktor pre-hidrolisis dialirkan menujutangki blowdown untuk menurunkan tekanan dengan melepaskan panas ke atas, dimana komponen yang terlepas keatas sebagian besar berupa air. Setelah masuk ke tangki blowdown, bahan/slurry yang keluar dari bagian bawah dari tangki blowdown berupa slurry dengan konsentrasi



padatan sebesar 21% yang kemudian dialirkan menuju tangki mixing yang berfungsi untuk melarutkan/mengencerkan slurry dengan penambahan air proses, sehingga konsentrasi padatan mencapai 10%. Pengenceran slurry bertujuan agar slurry dapat dipompa menuju pressure filter untuk dipisahkan antara larutan yang mengandung asam dengan padatan pada saat proses filtrasi.

Pressure filter merupakan alat filtrasi dengan menggunakan bantuan udara kompressor untuk menekan slurry agar larutan yang terkandung di dalam slurry terpisahkan dari padatan, dimana larutan yang mengandung asam akan turun kebawah untuk proses *overliming* yang bertujuan untuk menetralkan asam, sedangkan padatan akan dialirkan menuju tangki reslury yang bertujuan untuk mencampur padatandengan larutan dari tangki *overliming* dan tangki *reacidifikasi*. Proses pada tangki overliming merupakan proses untuk menghilangkan asam yang bersifat racun dengan penambahan *lime* hingga mencapai pH 10. Proses padatangki overliming menghasilkan produk gypsum (CaSO_4) yang merupakan hasil dari reaksi antara asam H_2SO_4 dengan *lime* $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Setelah proses *overliming*, larutan yang mengandung gypsum dialirkan menuju tangki reacidifikasi untuk proses penambahan asam H_2SO_4 untuk me naikkan pH sampai pH 4,5 yang merupakan nilai pH yang sesuai untuk proses fermentasi sekaligus untuk mengikat gypsum (CaSO_4) berlebih dari proses reaksi yang terjadi pada tangki overliming. Dari proses yang terjadi pada tangki recidifikasi, Kristal – kristal gypsum dapat segera dipisahkan menggunakan hydrocyclone dan rotary drum filter.

Dalam hydrocyclone dan rotary drum filter gypsum yang dihasilkan dari proses overliming dan reacidifikasi dipisahkan. Pada proses pemisahan yang menggunakan hydrocyclone dan rotary drum filter dapat memisahkan larutan dengan gypnum, gypsum yang terpisahkan sebesar 99,5% dengan perbandingan 80% padatan dan 20% larutan. Gypsum ininannya akan ditampung untuk dikomersilkan, sedangkan larutanya yang terpisahkan akan



dialirkan menuju tangki reslurry untuk melarutkan padatan yang dihasilkan oleh pressure filter.

Tangki reslurry berfungsi untuk melarutkan padatan dari pressure filter dengan larutan yang dihasilkan dari hidrocyclone dan rotary drum filter dan ditambahkan air sebagai pelarut. Dari tangki reslurry yang selanjutnya akan dialirkan menuju reaktor sacharifikasi

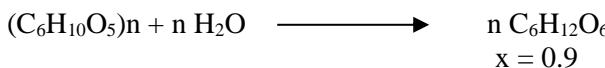
II.3.2 Tahap Hidrolisa Enzimatis

Proses hidrolisa enzim ini terjadi perombakan selulosa menjadi glukosa dengan bantuan enzim. Dalam proses hidrolisa enzim ini menggunakan bantuan *enzyme selulase*. Enzim selulase ini meliputi *endoglucanases* yang berfungsi untuk memecah ikatan ikatan antara molekul-molekul gula yang berdekatan dalam rantai selulosa, memecah rantai yang panjang menjadi lebih pendek, *exoglucanases*, β -glukosidase memecah rantai glukose yang pendek seperti selobiose, untuk melepaskan glukose, dimana pada penambahan enzim Selulase sebesar 12 FPU/Gram selulose yang berarti enzim yang ditambahkan sebesar 2% dari berat massa selulose masuk. Dimana pada tahap ini terjadi reaksi perombakan selulose menjadi glukosa dan glukosa oligomer, terjadi juga perombakan selobiose menjadi glukosa. Yang kemudian hasil dari glukosa tersebut akan masuk kedalam tangki fermentor. (Soeprijanto,2013)

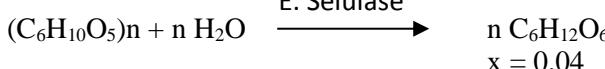
Reaksi yang terjadi dalam reaktor hidrolisa enzim

1. Reaksi yang terjadi pada selulose

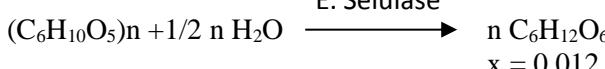
E. Selulase



E. Selulase

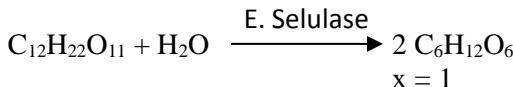


E. Selulase





2. Reaksi yang terjadi pada cellobiose



(Aden, et all, 2002)

II.3.3 Tahap Fermentasi

Produk yang dihasilkan dari reaktor hidrolisis enzim dialirkan ke cooler untuk menurunkan Suhu dari 65 C ke 41 C kemudian dialirkan ke tangki starte sebanyak 10% dan 90% menuju reaktor fermentasi

Pada tangki starter ini berfungsi untuk menumbuh kembangkan bakteri, dimana pada proses fermentasi menggunakan bakteri *Zymomonas Mobilis*, dengan penambahan nutrient berupa DAP agar bakteri tetap hidup, dan juga menambahakan CSL agar bakteri dapat hidup dengan baik. Pada tangki starter ini, bahan yang masuk berupa 10% massa yang masuk dari produk Hidrolisa enzim. *Zimmomonas* yang ditambahkan sebesar 750 g/500 L, DAP yang ditambahkan sebesar 6kg/150 L, dan CSL yang ditambahkan sebesar 0.5 % dari massa bahan yang masuk pada tangki fermentor.

Fermentasi adalah proses produksi energi dalam sel dalam keadaan anaerobik yaitu tanpa oksigen. Pada tahap ini menghasilkan ethanol dan glukosa dan gula lainnya. Proses ini berlangsung pada suhu 41°C dimana pada suhu ini merupakan rentan waktu yang baik untuk kondisi fermentasi, mempunyai waktu tinggal sebesar 1,5 hari, dan menggunakan bakteri *Zymomonas* untuk fermentasi dengan penambahan 0.33 g/L *broth* fermentasi.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor fermentasi:

1. Reaksi glukosa menjadi etanol

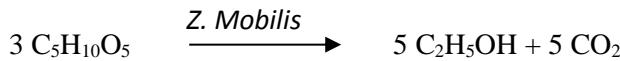




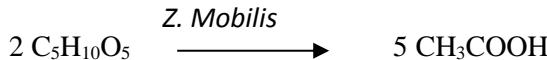
2. Reaksi glukosa menjadi asam asetat



3. Reaksi Xylose menjadi etanol



4. Reaksi xylose menjadi asam asetat



Produk hasil fermentasi dialirkan ke filterpres untuk memisahkan padatan yang terlarut dengan filtratnya. Kemudian filtrat di alirkan ke tangki penyimpan hasil fermentasi

II.3.4 Tahap Pemurnian

Pada tahap pemurnian ini larutan bioethanol yang diperoleh dari proses fermentasi yang ditampung di tangki penampung. Kemudian larutan dialirkan menuju heater untuk memanaskan fluida dari suhu 41 C ke 99 C sebelum masuk ke distilasi I, distilasi I ini yang bertujuan untuk menghilangkan Furfural yang terlarut dan air. Terdapat 2 jenis produk yang dihasilkan yaitu distillat, bottom produk. Selanjutnya produk distillat dialirkan menuju kolom Distilasi II untuk meningkatkan konsentrasi etanol sampai mendekati titik *azeotrop air-etanol*. Dan juga memisahkan sisa asam cuka yang masih terlarut. Pada bagian bawah kolom distilasi berisi filtart yang tidak terkonversi dan tidak terlarut. Produk etanol dari kolom Distilasi II akan ditingkatkan kadarnya menggunakan *molecular sieve*. Pada *molecular sieve* terdapat zeolit sintetis yang berfungsi untuk menyerap kandungan air pada ethanol hingga kadar 99%

BAB III NERACA MASSA

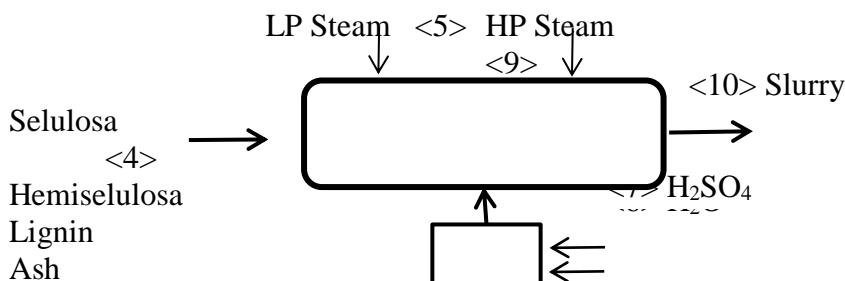
| | |
|--------------------|--------------------------------|
| Kapasitas produksi | = 22000000 |
| Kg/tahun | = 66666,67 Kg/hari |
| Operasi | = 330 hari/ tahun; 24 jam/hari |
| Basis Waktu | = 1 hari |
| Bahan Baku | = 229713 Kg tandan kosong/hari |
| Satuan massa | = kilogram (kg) |

Tabel III.1 Komposisi Tandan Kosong Kelapa Sawit

| Komponen | % | Massa |
|---|------------|---------------|
| C ₆ H ₁₂ O ₅ | 44.20 | 101533 |
| C ₅ H ₈ O ₄ | 33.50 | 76954 |
| Lignin | 20.40 | 46861 |
| Ash | 1.90 | 4365 |
| Total | 100 | 229713 |

1. Reaktor Prehidrolisis (R-110)

Fungsi : terjadi reaksi hidrolisa, dengan terpecahnya rantai lignin dalam bahan baku tandan kosong kelapa sawit dan mengkonversi hemiselulose menjadi xylose dan sebagian kecil selulose menjadi monomer gula lainnya dengan penambahan katalis berupa asam encer H₂SO₄.

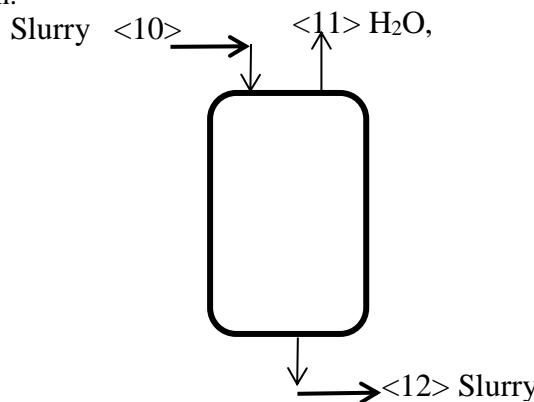


BAB III Neraca Massa**Tabel III.2** Neraca Massa Reaktor Prehidrolisis

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|-----------|---------------|-----------|
| Komponen | Massa | Komponen | Massa |
| Aliran <4> | | Aliran <10> | |
| C6H10O5 | 101533,20 | selulose | 93004,410 |
| C5H8O4 | 76953,90 | glukose | 7897,0266 |
| lignin | 46861,48 | G. oligomer | 789,7026 |
| Ash | 4364,55 | Cellobiose | 750,2175 |
| Aliran <5> | | Hemisellulose | 1924 |
| LP Steam | 3573,315 | Xylose | 78702,847 |
| Aliran <6> | | X.Oligomer | 2186,19 |
| H ₂ O | 514106,64 | Lignin | 44518,40 |
| Aliran <7> | | S. Lignin | 2343 |
| H ₂ SO ₄ | 11170,69 | Air | 515261,17 |
| Aliran <9> | | Other | 4364,55 |
| HP Steam | 7146,630 | H2SO4 | 11170,69 |
| | | Furfural | 2798,323 |
| Total | 765710 | Total | 765710 |

2. Tangki Blowdown (F-117)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor prehidrolisa sampai dengan tekanan atmosfir 1 atm.

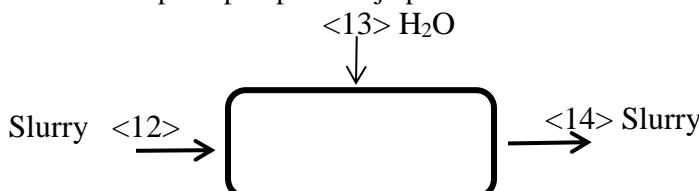


**Tabel III.3** Neraca Massa Tangki Blowdown

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|-----------|--------------------------------|-------------|
| Komponen | Massa | Komponen | Massa |
| Aliran <10> | | Aliran <12> | |
| selulose | 93004,410 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897,0266 | glukose | 7897 |
| G. oligomer | 789,7026 | G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750,2175 | Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,847 | Xylose | 78702,84779 |
| X.Oligomer | 2186,19 | X.Oligomer | 2186,190216 |
| Lignin | 44518,40 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343 | S. Lignin | 2343,073837 |
| Air | 515261,17 | Air | 436073,0 |
| Other | 4364,55 | Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11170,69 | H ₂ SO ₄ | 11171 |
| Furfural | 2798,323 | Furfural | 1091 |
| | | Aliran <11> | |
| | | Air | 79188 |
| | | Furfural | 1706,977321 |
| Total | 765710 | Total | 765710 |

3. Tangki Mixing (M-119)

Fungsi : untuk menurunkan konsentrasi padatan 30% menjadi 10% dengan penambahan air agar menjadi slurry dan dapat dipompa menuju pressure filter

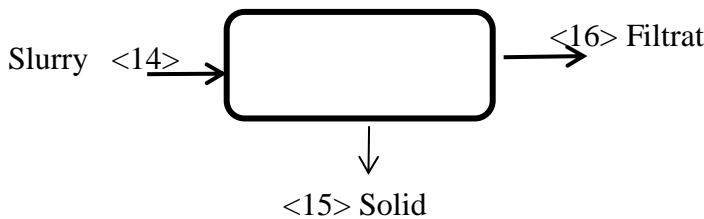


BAB III Neraca Massa**Tabel III.4** Neraca Massa Tangki Mixing

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|-------------|--------------------------------|-------------|
| Komponen | Massa | Komponen | Massa |
| Aliran <12> | | Aliran <14> | |
| selulose | 93004 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897 | glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 | Xylose | 78702,84779 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | X.Oligomer | 2186,190216 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 | S. Lignin | 2343,073837 |
| Air | 436073,0 | Air | 1189370 |
| Other | 4364,55 | Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | H ₂ SO ₄ | 11171 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 1091 |
| Aliran <13> | | | |
| Air | 753297 | | |
| Total | 1438112 | Total | 1438112 |

4. Filter Press (H-122)

Fungsi : untuk memisahkan larutan dengan padatan sekaligus mencuci padatan dari asam yang mengandung racun.

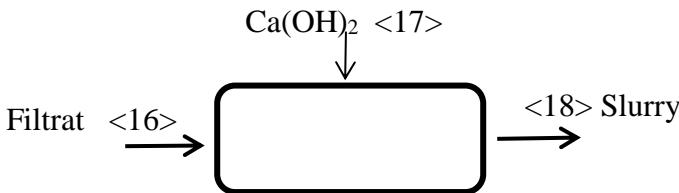


**Tabel III.5** Neraca Massa Filter Press

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|-------------|--------------------------------|------------|
| Komponen | Massa | Komponen | Massa |
| Aliran <12> | | Aliran <15> | |
| selulose | 93004 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897 | glukose | 157,940 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 15,7940 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 15,004 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 | Xylose | 1574,05 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | X.Oligomer | 43,723 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 | S. Lignin | 46,861 |
| Air | 1189370 | Air | 23787,39 |
| Other | 4364,55 | Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | H ₂ SO ₄ | 223,4138 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 21,82 |
| | | Aliran <16> | |
| | | glukose | 7739 |
| | | Cellobiose | 2296,21236 |
| | | Xylose | 77128,793 |
| | | X.Oligomer | 2142,4664 |
| | | S. Lignin | 2296,21236 |
| | | Air | 1165582 |
| | | H ₂ SO ₄ | 10947 |
| | | Furfural | 1070 |
| Total | 1438112 | Total | 1438112 |

5. Reaktor Overliming

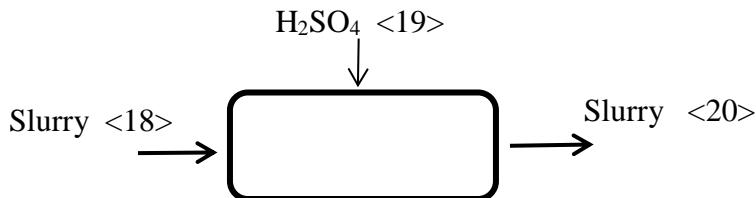
Fungsi : untuk menetralkan asam yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime).

**Tabel III.6** Neraca Massa Reaktor Overliming

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran $<16>$ | | aliran $<18>$ | |
| glukose | 7739,1 | glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 773,9 | G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296,2 | Soluble lignin | 2296 |
| Xylose | 77128,8 | Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142,5 | X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 | H ₂ O | 1165582 |
| H ₂ SO ₄ | 10947,3 | H ₂ SO ₄ | 0 |
| cellobiose | 735,2 | cellobiose | 735 |
| Furfural | 1069,5 | Furfural | 1069,52 |
| | | CaSO ₄ .2H ₂ O | 19213,60 |
| Aliran $<17>$ | | Ca(OH) ₂ | 3149,42 |
| Ca(OH) ₂ | 11415,7 | | |
| Total | 1279831 | Total | 1279831 |

6. Reaktor Reacidifikasi

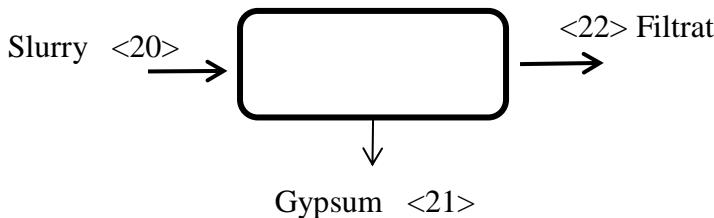
Fungsi : untuk menurunkan pH sampai 4.5, dimana pH yang sesuai untuk proses fermentasi dan untuk mengikat Ca(OH)2 berlebih dari reaksi overliming

**Tabel III.7** Neraca Massa Reaktor Reacidifikasi

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran <18> | | aliran <20> | |
| glukose | 7739 | glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 774 | G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296 | Soluble lignin | 2296 |
| Xylose | 77129 | Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142 | X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 | H ₂ O | 1165582 |
| H ₂ SO ₄ | 0 | H ₂ SO ₄ | 0 |
| cellobiose | 735 | cellobiose | 735 |
| Furfural | 1070 | Furfural | 1069,52 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 19214 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 26533,87 |
| Ca(OH) ₂ | 3149 | Ca(OH) ₂ | 0,00 |
| Aliran <19> | | | |
| H ₂ SO ₄ | 4171 | | |
| Total | 1284001 | Total | 1284001 |

7. Rotary Drum Filter

Fungsi : memisahkan kristal-kristal gypsum dari larutan sehingga gypsum terpisah hingga 99.5%

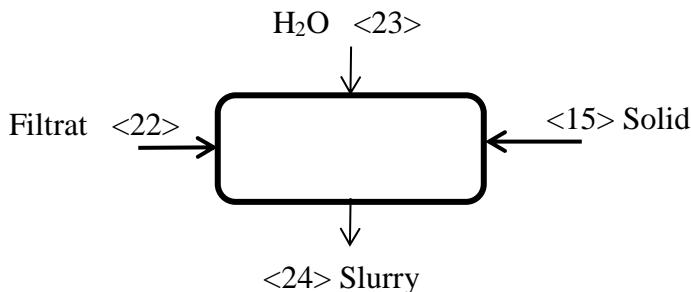
BAB III Neraca Massa**Tabel III.8** Neraca Massa Rotary Drum Filter

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|----------------|------------|----------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran <20> | | aliran <21> | |
| glukose | 7739 | CaSO4.2H2O | 26401 |
| G. Oligomer | 774 | Air | 6633 |
| Soluble lignin | 2296 | Aliran <22> | |
| Xylose | 77129 | glukose | 7739 |
| X. Oligomer | 2142 | G. Oligomer | 774 |
| H2O | 1165582 | Soluble lignin | 2296 |
| cellobiose | 735 | Xylose | 77129 |
| Furfural | 1070 | X. Oligomer | 2142 |
| CaSO4.2H2O | 26534 | H2O | 1158949 |
| | | cellobiose | 735 |
| | | Furfural | 1070 |
| | | CaSO4.2H2O | 133 |
| Total | 1284001 | Total | 1284001 |



8. Tangki Reslurry

Fungsi : untuk melarutkan kembali padatan dari pressure filter dengan larutan yang telah mengalami overliming dan reacidifikasi dengan penambahan air Dengan air yang ditambahkan sebesar 21% dari massa bahan masuk



Tabel III.9 Neraca Massa Tangki Reslurry

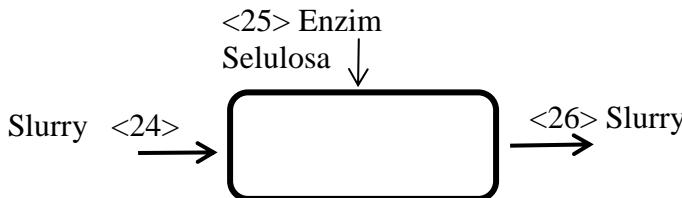
| Bahan Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <22> | | aliran <24> | |
| glukose | 7739 | selulose | 93004 |
| G. Oligomer | 774 | glukose | 7897 |
| Soluble lignin | 2296 | G. oligomer | 790 |
| Xylose | 77129 | Cellobiose | 750 |
| X. Oligomer | 2142 | Hemisellulose | 1924 |
| H ₂ O | 1158949 | Xylose | 78703 |
| cellobiose | 735 | X.Oligomer | 2186 |
| Furfural | 1070 | Lignin | 44518 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | S. Lignin | 2343,07 |
| Aliran <23> | | Air | 1481076 |
| H ₂ O | 298339 | Ash | 4364,55 |
| Aliran <16> | | H ₂ SO ₄ | 223 |

BAB III Neraca Massa

| | | | |
|--------------------------------|---------|--------------------------------------|---------|
| selulose | 93004 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 |
| glukosa | 158 | Furfural | 1091 |
| G. oligomer | 16 | | |
| Cellobiose | 15 | | |
| Hemisellulose | 1924 | | |
| Xylose | 1574 | | |
| X.Oligomer | 44 | | |
| Lignin | 44518 | | |
| S. Lignin | 47 | | |
| Air | 23787 | | |
| Ash | 4365 | | |
| H ₂ SO ₄ | 223 | | |
| Furfural | 22 | | |
| total | 1719003 | Total | 1719003 |

9. Reaktor Hidrolisis Enzim

Fungsi : menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan bantuan enzim selulase

**Tabel III.10** Neraca Massa Reaktor Hidrolisis Enzim

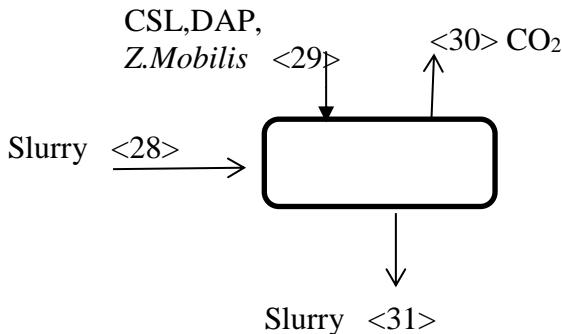
| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|-------------|------------|--------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) | Komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <24> | | Aliran <26> | |
| selulose | 93004 | selulose | 4464,21 |



| | | | |
|--------------------------------------|---------|--------------------------------------|----------|
| glukose | 7897 | glukose | 101691,1 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 4923 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 1178,06 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78703 | Xylose | 78703 |
| X.Oligomer | 2186 | X.Oligomer | 2186 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,07 | S. Lignin | 2343,07 |
| Air | 1481076 | Air | 1471260 |
| Ash | 4364,55 | Ash | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | H ₂ SO ₄ | 223 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 1091 |
| Aliran <25> | | Enzim Cellulase | 205 |
| Enzim Cellulase | 205 | | |
| Total | 1719208 | Total | 1719208 |

10. Tangki Starter

Fungsi : Untuk menumbuh kembangkan (membriakan) Z. Mobilis sebelum masuk ke Reaktor Fermentasi



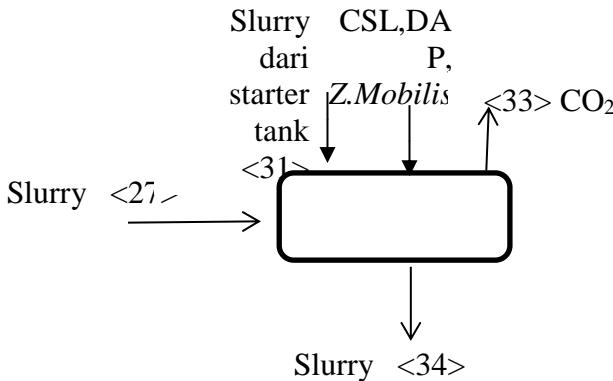
**BAB III Neraca Massa****Tabel III.11** Neraca Massa Tangki Starter

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|-----------------|------------|-----------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) | Komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <28> | | Aliran <31> | |
| selulose | 446,42 | Etanol | 7421,15 |
| glukose | 10169,11 | Selulosa | 446,42 |
| G. oligomer | 492,32 | Glukosa | 912,71 |
| Cellobiose | 117,81 | G.Oligomer | 492,32 |
| Hemisellulose | 192,38 | Cellobiose | 117,81 |
| Xylose | 7870,28 | Hemiselulosa | 192 |
| X.Oligomer | 218,62 | Xylose | 1574,06 |
| Lignin | 4451,84 | X.Oligomer | 219 |
| S. Lignin | 234,31 | Lignin | 4452 |
| Air | 147126,0 | Soluble Lignin | 234,31 |
| Ash | 436,45 | Air | 147126 |
| H2SO4 | 22,34 | Ash | 436,45 |
| CaSO4.2H2O | 13,27 | CaSO4.2H2O | 13 |
| Furfural | 109,13 | Enzim Cellulase | 20 |
| Enzim Cellulase | 20,46 | Z. Mobilis | 2256 |
| Aliran <29> | | furfural | 109 |
| CSL | 859,60404 | H2SO4 | 22,34 |
| Z. Mobilis | 245,3 | CO2 | 0 |
| DAP | 109,5525 | Aliran <30> | |
| | | CO2 | 7089,39 |
| Total | 173135 | Total | 173135 |



11. Reaktor Fermentasi

Fungsi: untuk mengubah $C_6H_{12}O_6$ dan $C_5H_{10}O_5$ menjadi dengan bantuan Z. Mobilis yang berasal dari tangki starter



Tabel III.12 Neraca Massa Reaktor Fermentasi

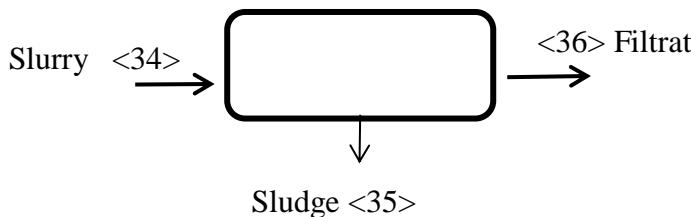
| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|----------------|------------|----------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) | Komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <27> | | Aliran <34> | |
| Etanol | 7421,15 | Etanol | 78721,57 |
| Selulosa | 4464,21 | Selulosa | 4464,21 |
| Glukosa | 92434,73 | Glukosa | 2868,781 |
| G.Oligomer | 4923,23 | G.Oligomer | 4923,23 |
| Cellobiose | 1178,06 | Cellobiose | 1178,06 |
| Hemiselulosa | 1923,85 | Hemiselulosa | 1923,847 |
| Xylose | 72406,62 | Xylose | 9847,10 |
| X.Oligomer | 2186,19 | X.Oligomer | 2186,190 |
| Lignin | 44518,40 | Lignin | 44518,40 |
| Soluble Lignin | 2343,07 | Soluble Lignin | 2343,073 |
| Air | 1471260 | Air | 1471260,49 |
| Ash | 4364,55 | Ash | 4364,55 |

**BAB III Neraca Massa**

| | | | |
|--------------------------------------|---------|--------------------------------------|-----------|
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,67 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,67 |
| Enzim Cellulase | 204,61 | Enzim Cellulase | 204,61 |
| Z. Mobilis | 2256,45 | Z. Mobilis | 22588,11 |
| furfural | 1091,35 | furfural | 1091,35 |
| H ₂ SO ₄ | 223,41 | H ₂ SO ₄ | 223,41 |
| Aliran <29> | | CH ₃ COOH | 2243,1602 |
| CSL | 8566,6 | Aliran <33> | |
| Z. Mobilis | 198,77 | CO ₂ | 68112,26 |
| DAP | 1096,66 | | |
| Total | 172319 | Total | 172319 |

12. Filter Press

Fungsi : untuk memisahkan larutan dengan padatan sekaligus mencuci padatan dari asam yang mengandung racun.

**Tabel III.13** Neraca Massa Filter Press

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <34> | | Aliran <35> | |

*BAB III Neraca Massa*

| | | | |
|-----------------|----------------|-----------------|-------------|
| Etanol | 78722 | Etanol | 1574,4315 |
| Selulosa | 4464 | Selulosa | 4464 |
| Glukosa | 2869 | Glukosa | 57,37563006 |
| G.Oligomer | 4923 | G.Oligomer | 98,46464066 |
| Cellobiose | 1178 | Cellobiose | 24 |
| Hemiselulosa | 1924 | Hemiselulosa | 1924 |
| Xylose | 9847 | Xylose | 196,9420709 |
| X.Oligomer | 2186 | X.Oligomer | 44 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| Soluble Lignin | 2343 | Soluble Lignin | 46,86147673 |
| Air | 1471260 | Air | 29425,21 |
| Ash | 4365 | Ash | 4365 |
| CaSO4.2H2O | 133 | CaSO4.2H2O | 133 |
| Enzim Cellulase | 205 | Enzim Cellulase | 205 |
| Z. Mobilis | 22588 | Z. Mobilis | 22588 |
| furfural | 1091 | furfural | 21,82692312 |
| H2SO4 | 223 | H2SO4 | 4,468277945 |
| CH3COOH | 2243 | CH3COOH | 44,86320532 |
| | sub total | | 109734 |
| | | Aliran <36> | |
| | Etanol | | 77147,14 |
| | Glukosa | | 2811,41 |
| | G.Oligomer | | 4824,77 |
| | Cellobiose | | 1154,49 |
| | Xylose | | 9650,16 |
| | X.Oligomer | | 2142,47 |
| | Soluble Lignin | | 2296,21 |

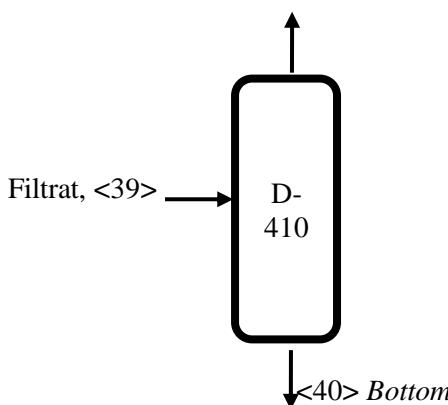
**BAB III Neraca Massa**

| | |
|--------------------------------|----------------|
| Air | 1441835,28 |
| furfural | 1069,52 |
| H ₂ SO ₄ | 218,95 |
| CH ₃ COOH | 2198,30 |
| sub total | 1545348,69 |
| Total | 1655083 |
| | total |
| | 1655083 |

13. Distilasi I

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol.

<41> *Distilat, ke (D-420)*



Tabel III.14 Neraca Massa Distilasi I

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|----------------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <39> | | Aliran <41> | |
| Etanol | 77147,14 | Etanol | 1574,4315 |
| Glukosa | 2811,41 | Air | 4464 |
| G.Oligomer | 4824,77 | CH ₃ COOH | 57,37563 |

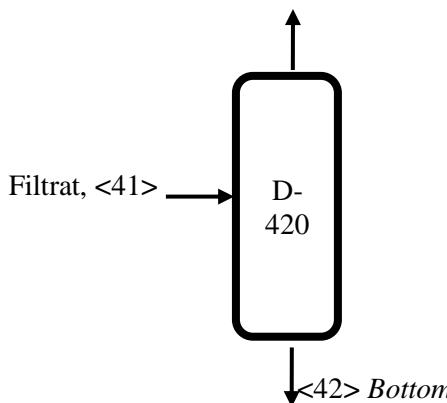


| | | Aliran <40> | |
|--------------------------------|------------------|--------------------------------|------------------|
| Cellobiose | 1154,49 | | |
| Xylose | 9650,16 | Etanol | 7714,71 |
| X.Oligomer | 2142,47 | Glukosa | 2811,41 |
| Soluble Lignin | 2296,21 | G.Oligomer | 4824,77 |
| Air | 1441835,28 | Cellobiose | 1154,49 |
| furfural | 1069,52 | Xylose | 9650,16 |
| H ₂ SO ₄ | 218,95 | X.Oligomer | 2142,47 |
| CH ₃ COOH | 2198,30 | Soluble Lignin | 2296,21 |
| | | Air | 1297652 |
| | | furfural | 1069,52 |
| | | H ₂ SO ₄ | 218,95 |
| | | CH ₃ COOH | 2192,02 |
| Total | 1545348,7 | total | 1545348,7 |

14. Distilasi II

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol.

<43> Distilat, ke (D-430)

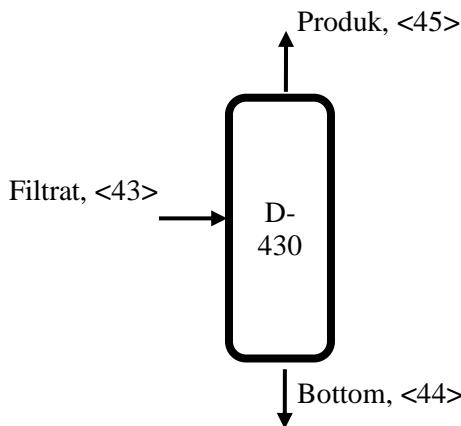


BAB III Neraca Massa**Tabel III.15** Neraca Massa Distilasi II

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|----------------------|------------|----------------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <41> | | Aliran <43> | |
| Etanol | 1574,4315 | Etanol | 66655,13 |
| Air | 4464 | Air | 5767,34 |
| CH ₃ COOH | 57,37563 | | |
| | | Aliran <42> | |
| | | Etanol | 2777,30 |
| | | Air | 138416,19 |
| | | CH ₃ COOH | 6,28 |
| Total | 213622,24 | Total | 213622,24 |

15. Molecular Sieve

Fungsi: mengikat molekul air yang terkandung dalam etanol, dengan kemurnian etanol mencapai 99.8%



**Tabel III.15** Neraca Massa Distilasi II

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <41> | | Aliran <44> | |
| Etanol | 66655,13 | Etanol | 66655,13 |
| Air | 5767,34 | Air | 288,3671 |
| | | Aliran <43> | |
| | | Air | 5478,9741 |
| | | Air | |
| Total | 72422,4731 | Total | 72422,4731 |



Halaman ini sengaja dikosongkan

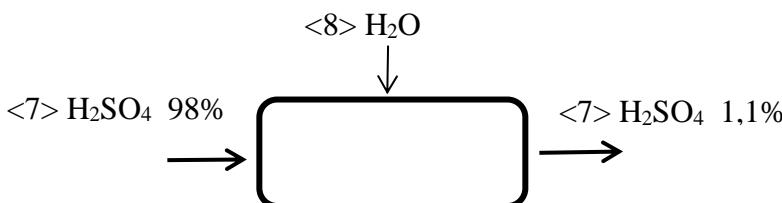
BAB IV

NERACA PANAS

| | |
|--------------------|--------------------------------|
| Kapasitas produksi | = 22000000 |
| Kg/tahun | = 66666,67 Kg/hari |
| Operasi | = 330 hari/ tahun; 24 jam/hari |
| Basis Waktu | = 1 hari |
| Bahan Baku | = 229713 Kg tandan kosong/hari |
| Satuan Panas | = kkal |
| Suhu Referensi | = 25 C |

1. Tangki Pengenceran H₂SO₄

Fungsi: untuk mengencerkan H₂SO₄ 98% menjadi 1,1%



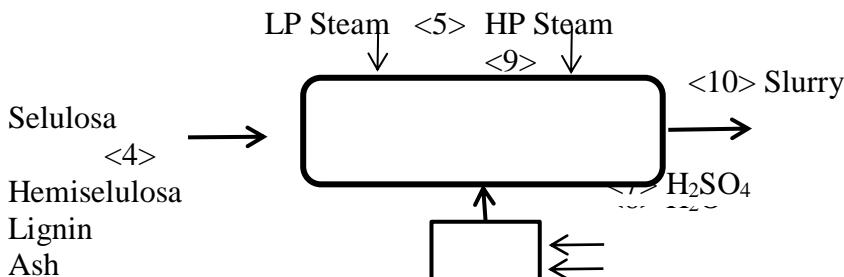
Tabel IV.1 Neraca Panas Tangki pengenceran

| Masuk (kkal) | | Keluar (kkal) | |
|--------------|----------------|---------------|----------------|
| Hin | 2561163 | Hout | 2561163 |
| | | | |
| Total | 2561163 | Total | 2561163 |



2. Reaktor Prehidrolisis (R-110)

Fungsi : terjadi reaksi hidrolisa, dengan terpecahnya rantai lignin dalam bahan baku tandan kosong kelapa sawit dan mengkonversi hemiselulose menjadi xylose dan sebagian kecil selulose menjadi monomer gula lainnya dengan penambahan katalis berupa asam encer H_2SO_4 .



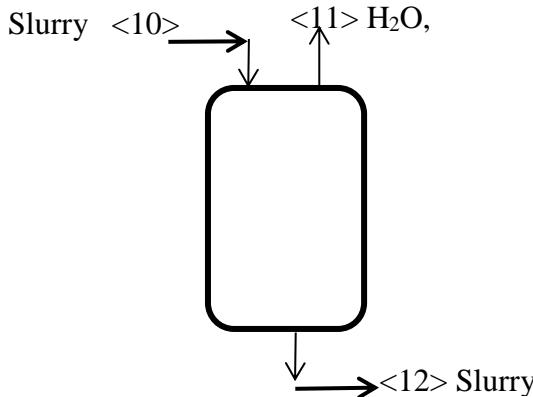
Tabel IV.2 Neraca Panas Reaktor Prehidrolisis

| Masuk | | Keluar | |
|-------------|--------------|-------------|-----------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| H masuk | 2933285,79 | H keluar | 97957954, |
| Qsupply tot | 102185718,26 | Qloss total | 58126459 |
| | | Hrtotal | -50965409 |
| 105119004 | | 105119004 | |



3. Tangki Blowdown (F-117)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor prehidrolisa sampai dengan tekanan atmosfer 1 atm.

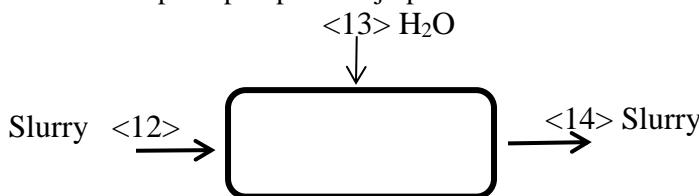


Tabel IV.3 Neraca Panas Tangki Blowdown

| Masuk | | Keluar | |
|-----------------|--------------|-----------------|------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| H masuk | 97445554,26 | H keluar | 45179439,4 |
| Hs | -52266114,85 | | 1 |
| 45179439 | | 45179439 | |

4. Tangki Mixing (M-119)

Fungsi : untuk menurunkan konsentrasi padatan 30% menjadi 10% dengan penambahan air agar menjadi slurry dan dapat dipompa menuju pressure filter

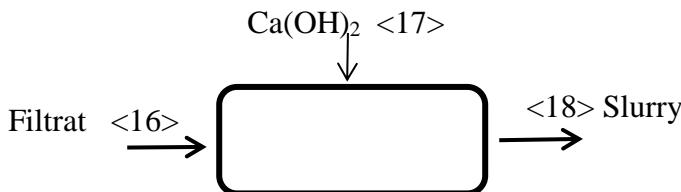


**Tabel IV.4** Neraca Panas Tangki Mixing

| Masuk (kkal) | | Keluar (kkal) | |
|---------------------|-----------------|----------------------|-----------------|
| Hin | 41183476 | Hout | 39222358 |
| | | Qloss | 1961118 |
| Total | 41183476 | Total | 41183476 |

5. Reaktor Overliming

Fungsi : untuk menetralkan asam yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime).

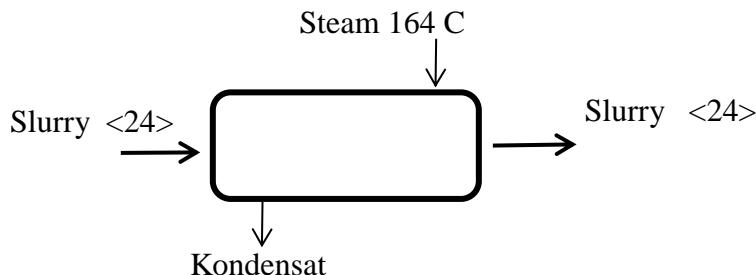
**Tabel IV.5** Neraca Massa Reaktor Overliming

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|----------------|------------------|----------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 36797011,58 | Hout | 36855634,30 |
| | | Qserap | -56287 |
| | | ΔHR | -2336 |
| 36797012 | | 36797012 | |



6. Heater

Fungsi : untuk Menaikkan suhu slurry hingga 65 C sebelum masuk reaktor hidrolisa enzim

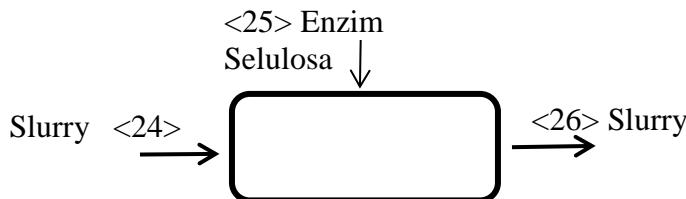


Tabel IV.6 Neraca Panas Heater

| Masuk | | Keluar | |
|-----------------|-------------|-----------------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 47795853,95 | Hout | 61672069,62 |
| Q supply | 14606542,80 | Qloss | 730327,14 |
| 62402397 | | 62402397 | |

7. Reaktor Hidrolisis Enzim

Fungsi : menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan bantuan enzim celulase

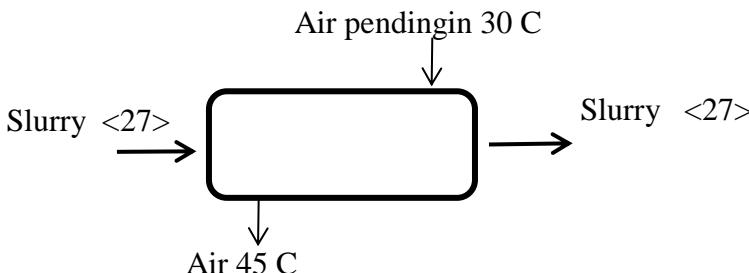


BAB JV Neraca Panas**Tabel IV.7** Neraca Panas Reaktor Hidrolisis Enzim

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|----------------|---------------------|----------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 61683726,60 | Hout | 61415255,29 |
| | | Qserap | 121741131 |
| | | ΔHR_{total} | -121472660 |
| 61683727 | | 61683727 | |

8. Cooler

Fungsi : untuk menurunkan suhu slurry hingga 41 C sebelum masuk reaktor fermentasi

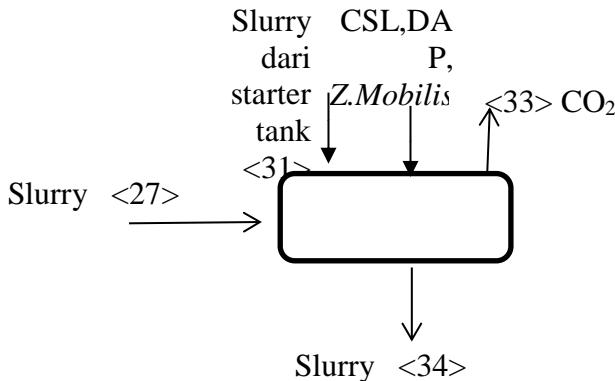
**Tabel IV.8** Neraca Panas Cooler

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|----------------|------------------|----------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 61415255,29 | Hout | 24566102,12 |
| | | Qserap | 36849153,18 |
| 61415255 | | 61415255 | |



9. Reaktor Fermentasi

Fungsi: untuk mengubah $C_6H_{12}O_6$ dan $C_5H_{10}O_5$ menjadi bantuan Z. Mobilis yang berasal dari tangki starter



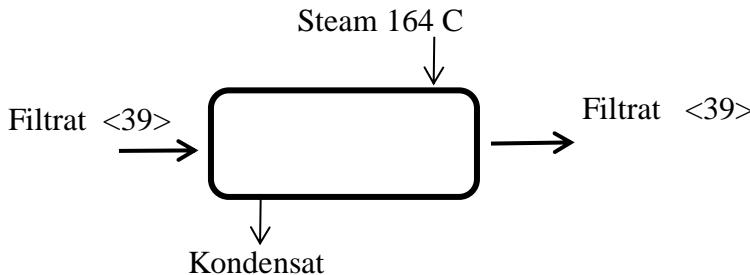
Tabel IV.9 Neraca Panas Reaktor Fermentasi

| Masuk | | Keluar | |
|-----------|------------------|---------------------|------------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 24762871,11 | Hout | 24944711,31 |
| Q supply | 200050427,31 | Qloss | 10002521,37 |
| | | ΔHR_{total} | 189.866.066 |
| | 224813298 | | 224813298 |



10. Heater

Fungsi : untuk Menaikkan suhu filtrat hingga 99 C sebelum masuk Distilasi I

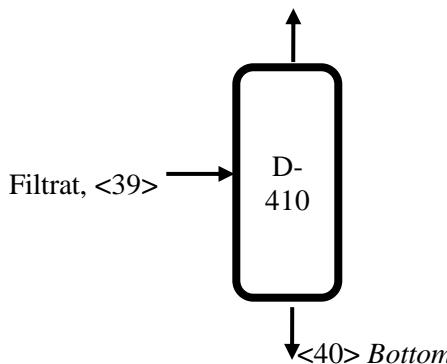


Tabel IV.10 Neraca Panas Heater

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|-------------|------------------|------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 23716204,61 | Hout | 110206238 |
| Q supply | 91042140,73 | Qloss | 4552107,04 |
| 114758345 | | 114758345 | |

11. Distilasi I

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol. <41> *Distilat, ke (D-420)*





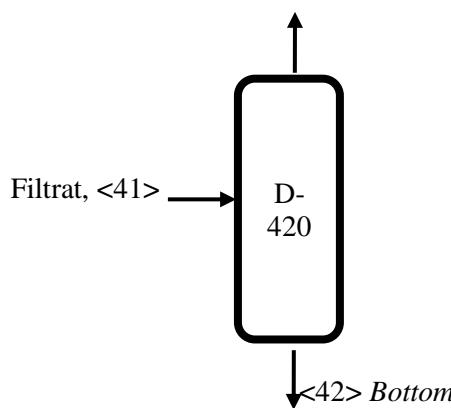
Tabel IV.11 Neraca Panas Distilasi I

| Masuk | | Keluar | |
|-----------|--------------|-----------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 110206238,31 | Hdistilat | 13461449 |
| Q supply | 430022,95 | Hbot | 97153311,53 |
| | | Qserap | 0,00425 |
| | | Qloss | 21501,14737 |
| | 110636261 | | 110636261 |

12. Distilasi II

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol.

<43> Distilat, ke (D-430)



Tabel IV.12 Neraca Panas Distilasi II

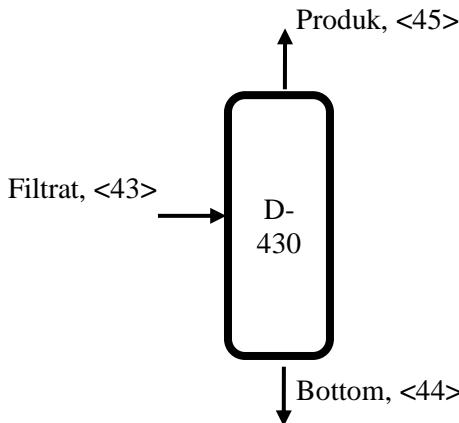
| Masuk | | Keluar | |
|-----------|-------------|-----------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 13041822,73 | Hdistilat | 2769186 |
| Q supply | 90767,92 | Hbot | 10358865,84 |
| | | Qserap | 0,00071 |

BAB JV Neraca Panas

| | | |
|----------|-------|-------------|
| | Qloss | 4538,396072 |
| 13132591 | | 13132591 |

13. Molecular Sieve

Fungsi: mengikat molekul air yang terkandung dalam etanol, dengan kemurnian etanol mencapai 99.8%

**Tabel IV.13** Neraca Panas Distilasi II

| Masuk | | Keluar | |
|----------------|------------|----------------|-----------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 2769186,42 | H43 | 2450663 |
| | | H42 | 318523,23 |
| 2769186 | | 2769186 | |

BAB V

SPEK ALAT

1. Bin (F-111)

| | |
|-------------------|--|
| Fungsi | : Menyimpan bahan baku |
| Jumlah | : 1 |
| Bentuk | : silinder tegak dengan alas konis dan tutup datar |
| Kapasitas | : 700 ft |
| Bahan konstruksi | : stainless steel 316 |
| Tinggi bin | : 16 ft |
| Course 1 | : 0.04 in |
| Course 2 | : 0.02 in |
| Tebal tutup Konis | : 3.16 in |
| Tebal Tutup datar | : 0.61 in |

2. Bucket elevator (J-112)

Spesifikasi

| | |
|--------------------|---|
| Fungsi | : memindahkan tandan kosong kelapa sawit dari bin |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Continous Discharge Bucket elevator |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 14 ton/jam |
| Ukuran | : 6 in 4 in x 4.4 in |
| Bucket spacing | : 91.6 ft/menit |
| Putaran head shaft | : 17.5 rpm |
| Lebar belt | : 7 in |
| Power total | : 4 hp |



3. Reaktor Prehidrolisa asam (R-110)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | : mereaksikan selulosa dengan H_2SO_4 agar rantai lignin terputus |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 24967 cuft/jam |
| Tinggi | : 12244 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 311 in |
| Outside Diameter (OD) | : 320 in |
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 3.32 in |
| Tebal tutup bawah | : 3.32 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 8.64 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 45.896.703 hp |

4. Tangki Blowdown (F-117)

Spesifikasi

| | |
|--------|-------------------------------|
| Fungsi | : menururnkan tekanan operasi |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |



| | |
|-----------------------|-----------------------------------|
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 765.692 Cuft/jam |
| Tinggi | : 1.032 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 259.94 in |
| Outside Diameter (OD) | : 259.94 in |
| Tebal shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.80 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.8 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |

5. Tangki Mixing (M-119)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | : menurunkan konsentrasi padatan dengan penambahan H ₂ O |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 49.411 Cuft/jam |
| Tinggi | : 1.295 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 324 in |
| Outside Diameter (OD) | : 324 in |
| Tebal shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.92 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.92 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 |



grade c

| | |
|-------------------|-----------------|
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 9 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 53.391.196 hp |

6. Filter Press (H-121)

Spesifikasi

| | |
|------------------------|---|
| Fungsi | : memisahkan antara larutan dan solid |
| Banyak | : 1 |
| Type | : horizontal plate and Frame filter press |
| Dimensi | |
| Luas Filter | : 33,445 m ² |
| Jumlah Plate | : 39 buah |
| Jumlah Frame | : 40 |
| Tebal Plate dan Frame | : 1,25 in |
| Waktu total per siklus | : 2,5 jam |

7. Pompa (L-122)

| | |
|------------------|--------------------|
| Tipe | : Centrifugal pump |
| Bahan konstruksi | : Commercial steel |
| Kapasitas | : 40761,1 kg/jam |
| Daya Pompa | : 0,5 hp |
| Jumlah | : 1 |

8. Tangki Overliming (R-123)

Spesifikasi



| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | : mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan H_2SO_4 agar menetralkan asam dan pH naik |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 4344 lb/jam |
| Tinggi | : 122 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 19 in |
| Outside Diameter (OD) | : 19 in |
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.25 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.25 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 0.54 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 36 hp |

9. Tangki Reacidifikasi (R-125)

Spesifikasi

| | |
|--------|--|
| Fungsi | : pengasaman menururnkan pH sampai 4.5 |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |



| | |
|-----------------------|-----------------------------------|
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 4344 Cuft/jam |
| Tinggi | : 123 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 19 in |
| Outside Diameter (OD) | : 20 in |
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.25 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.25 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 0.54 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 72,081 hp |

10. Tangki ReSlurry (M-129)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | : melarutkan kembali padatan dengan penambahan H ₂ O |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 59970 Cuft/jam |
| Tinggi | : 1381 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 345 in |
| Outside Diameter (OD) | : 345 in |



| | |
|-------------------|-----------------------------------|
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.21 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.21 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 9.6 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 72.466 hp |

11. Reaktor Hidrolisa Enzim (R-210)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|--|
| Fungsi | : mereaksikan selulosa menjadi glukosa dengan bantuan Enzim Cellulase |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 60.225 Cuft/jam |
| Tinggi | : 886 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 222 in |
| Outside Diameter (OD) | : 223 in |
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.69 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.69 n |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |



| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 6.2 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 975.750 hp |
| Dimensi Jaket | |
| Vsteam | : 4.083 ft |
| Diameter | |
| Inside diameter | : 223 ft |
| Outside diameter | : 2.793 ft |
| Tangki jaket | |
| Luas area steam | : 514822 ft ² |
| Kecepatan superficial steam | : 0.008 ft/jam |

12. Tangki Starter (R-313)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|--------------------------------------|
| Fungsi | : mengembangkan Zymomonas Mobilis |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 6.551 Cuft/jam |
| Tinggi | : 231 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 58 in |
| Outside Diameter (OD) | : 59 in |
| Teball shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.33 in |
| Tebal tutup bawah | : 033 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 |



grade c

13. Reaktor Fermentasi (R-310)

Spesifikasi

| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | : Merekasikan glukosa agar menjadi etanol |
| Banyak | : 1 |
| Type | : Mixed Flow Reaktor |
| Dimensi | |
| Kapasitas | : 65.283 Cuft/jam |
| Tinggi | : 285 in |
| Diameter | |
| Inside Diameter (ID) | : 72 in |
| Outside Diameter (OD) | : 73 in |
| Tebal shell | |
| Tebal tutup atas | : 0.35 in |
| Tebal tutup bawah | : 0.35 in |
| Bahan kontruksi | : Carbon steel SA-2833 grade c |
| Dimensi Pengaduk | |
| Jenis Pengaduk | : Propeller |
| Diameter Pengaduk | : 1.97 ft |
| Kecepatan putaran | : 1 rps |
| Power motor | : 49.301 hp |



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

UTILITAS

Utilitas merupakan sarana pendukung agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Utilitas di dalam pabrik Bioethanol ini meliputi :

1. Air

Penggunaan air di dalam pabrik ini antara lain digunakan sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.

2. Steam

“*Steam*” ini dipakai dalam distilasi, reaktor, maupun pemanas (*heater*) dan *steam generator* (pembangkit tenaga).

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan.

VI.1 Unit Penyediaan Air, Steam dan Listrik

VI.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam pabrik Bioethanol ini air yang digunakan adalah air sungai Asahan, oleh karena itu sebelum mengalami proses “*water treatment*” yang lebih lanjut, air sungai Asahan perlu disaring terlebih dahulu dengan menggunakan “*strainer*” untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke bak penampungan. Selanjutnya air sungai Asahan dimasukkan dalam bak penampung. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan pemakainya. Untuk menghemat pemakaian air, jika memungkinkan sebaiknya dilakukan sirkulasi atau “*recycle*”.

Kebutuhan air dalam pabrik meliputi antara lain:

1. Air Sanitasi

Air sanitasi di dalam suatu pabrik dipakai untuk keperluan laboratorium, karyawan (minum), memasak, mencuci



dan mandi. Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih yang meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu : dibawah suhu udara sekitar (< suhu udara)
- Warna : jernih (tidak bewarna)
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan: < 1 mgr SiO₂/liter

b. Syarat Kimia

- pH : 6.5 – 8.5
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik.
- Tidak mengandung zat-zat beracun.

c. Syarat Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri “coli” dan patogen.
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit [Ca(Cl)₂] atau desinfektan.

Tabel VI.1 Standart Air Minum WHO

| Kandungan | Batasan yang diizinkan (mg/l) |
|------------------|----------------------------------|
| Anion (deterjen) | 0.2 |
| Kalsium | 75 |
| Klorida | 200 |
| Tembaga | 0.05 |
| Besi | 0.1 |
| Magnesium | 50 |
| Mangan | 0.05 |
| Minyak | 0.01 |
| Range pH | 7-8.5 |
| Phenol | 0.001 |
| Sulfat | 200 |



| | |
|--------------------|-----|
| “Suspended matter” | 5 |
| Total padatan | 500 |
| Seng | 5 |

(Kemmer, 1987)

2. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses di pabrik Bioethanol, misalnya pada tangki “mixing” atau tangki pencampur, dll. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air proses adalah keasaman (pH 6.5-8.5), alkalinitas, kekeruhan, warna, kadar amoniak dan kesadahan.

3. Air Umpam Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan terhadap kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut dan biasanya diumpulkan ke dalam boiler agar bisa dihasilkan suatu “steam”. Walaupun air sudah kelihatan jernih, tetapi pada umumnya masih mengandung kation maupun anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu:

Zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan air pengisi mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida, H_2 atau NH_3 . Oksigen dan CO_2 masuk dalam air karena aerasi ataupun kontak yang terjadi dalam atmosfer.

Zat penyebab “scale forming”

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

Zat penyebab “foaming”

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan “foam” (busa) pada boiler, karena adanya zat – zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam



jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Tabel VI.2 Batas Kontrol Optimum “Air Boiler”

| | “Pressure” (lb/in ²) | | | | | |
|----------------------------------|----------------------------------|---------|---------|---------|---------|--------|
| | 150 | 300 | 600 | 900 | 1200 | 1500 |
| TDS (max) | 4000 | 3500 | 3000 | 2000 | 500 | 300 |
| Fosfat (PO ₄) | 30-60 | 30-60 | 20-40 | 15-20 | 10-15 | 5-10 |
| Hidroksi da (CaCO ₃) | 300-400 | 250-300 | 150-200 | 120-150 | 100-120 | 80-100 |
| Sulfite | 30-60 | 30-40 | 20-30 | 15-20 | 10-15 | 5-10 |
| Silika (SiO ₂) | 100 | 50 | 30 | 10 | 5 | 3 |
| Besi total (Fe) max | 10 | 5 | 3 | 2 | 2 | 1 |
| Organik | 70-100 | 70-100 | 70-100 | 50-70 | 50-70 | 50-70 |



4. Air Pendingin

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin karena adanya faktor-faktor, antara lain :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.

Mudah diatur dan dikerjakan.

- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.
- Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin diantaranya :

- “Hardness” yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi yang merupakan penyebab korosi kedua.
- Silika dan ion sulfat yang merupakan penyebab kerak.
- Molaritas, pH, temperatur sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab “fouling” sehingga membutuhkan “dispersant”.
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH₃, SO₂, H₂S, penyebab “fouling” dan pertumbuhan bakteri atau mikroba.

Mudah diatur dan dikerjakan.

- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.
- Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin diantaranya :

- “Hardness” yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi yang merupakan penyebab korosi kedua.
- Silika dan ion sulfat yang merupakan penyebab kerak.



- Molaritas, pH, temperatur sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab “*fouling*” sehingga membutuhkan “*dispersant*”.
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH₃, SO₂, H₂S, penyebab “*fouling*” dan pertumbuhan bakteri atau mikroba.

Minyak, penyebab terganggunya ”*film corrosion inhibitor*”, ”*heat transfer coefficient*” yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur dan korosi.

VI.1.2 Unit Penyediaan Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari :

- Turbin, dengan fluida penggeraknya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Minyak, penyebab terganggunya ”*film corrosion inhibitor*”, ”*heat transfer coefficient*” yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur dan korosi.

VI.1.2 Unit Penyediaan Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari :

- Turbin, dengan fluida penggeraknya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.



Pada pabrik bioetanol ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (*Ulrich, 1984*).

VI.1.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik bioetanol ini diperoleh dari PLN dan generator pabrik, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

VI.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik Bioethanol

VI.2.1 Penyaringan Kotoran

Air yang digunakan berasal dari air sungai Asahan, sebelum masuk ke bak penampung air tersebut dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran besar seperti sampah plastik, daun atau ranting dan sampah lain. Pada pabrik bioetanol ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (*Ulrich, 1984*).

VI.1.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik bioetanol ini diperoleh dari PLN dan generator pabrik, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

VI.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik Bioethanol

VI.2.1 Penyaringan Kotoran

Air yang digunakan berasal dari air sungai Asahan,

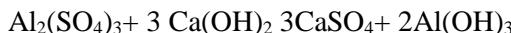


sebelum masuk ke bak penampung air tersebut dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran besar seperti sampah plastik, daun atau ranting dan sampah lain.

VI.2.2 Penambahan Bahan Kimia

Pada bak koagulasi disertai dengan pengadukan cepat (80– 100 rpm) dan penambahan tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang berfungsi sebagai koagulan. Tujuan pemberian tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Dengan adanya penambahan tawas tersebut diharapkan kotoran-kotoran yang masih terdapat dalam air dapat digumpalkan untuk kemudian diendapkan secara gravitasi.

Reaksi yang terjadi, yaitu :



Setelah terbentuk gumpalan – gumpalan, air dialirkan ke bagian bak berpengaduk dengan kecepatan lambat (5-8 rpm) yang disertai penambahan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat melalui reaksi berikut :



Penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ juga digunakan untuk mengkondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, sebab dengan adanya penambahan tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ agar pH air menjadi tetap netral.



VI.2.3 Pengendapan

Air dari bak penambahan bahan kimia dialirkkan secara *overflow* ke *clarifier* yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi agar flok – flok yang terbentuk tidak rusak. Di *clarifier* ini air diberi kesempatan untuk mengendap sebaik mungkin. Air jernih dari bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke *sand filter* yang berfungsi menangkap partikel – partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Filter yang digunakan adalah *anthracite coal*. Keuntungan menggunakan *anthracite coal* dibanding pasir adalah karena mempunyai berat jenis yang lebih kecil, bentuknya yang tidak beraturan, serta luas permukaan dari butir-butir runcing per satuan volume lebih besar dari luas permukaan pasir yang lebih bulat, hal ini membuat penangkapan flok yang lebih baik. Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit sebagai pembunuh kuman. Untuk air pendingin dan air proses dapat langsung digunakan, sedangkan untuk air umpan boiler dilakukan *softening* pada kation *exchanger*.

VI.2.4 Unit Softening

Ion exchanger terdiri dari kation dan anion exchanger, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^+ dari resin kation (RNa), sedangkan pada anion exchanger ion negatif seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat (ROH). Untuk air umpan boiler hanya memerlukan kation exchanger, karena yang perlu hilang dari umpan boiler adalah ion Ca^{2+} dan ion Mg^{2+} yang merupakan penyebab kesadahan dan menimbulkan kerak pada ketel, selain itu untuk pabrik kami menggunakan ketel bertekanan rendah sehingga kami hanya memerlukan proses softening.



Unit ini dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin dengan menambahkan larutan NaCl 10% kedalam kation exchanger.

VI.3 Perhitungan Kebutuhan Air

VI.3.1 Air Sanitasi

Kebutuhan karyawan

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan.

Pada pabrik ini, karyawan yang dipekerjakan ditetapkan sebanyak 300 orang.

Untuk 300 orang karyawan = 60 m³/hari.

Kebutuhan laboratorium, taman, *service water* diperlukan 40% dari kebutuhan karyawan maka = $0,4 \times 60 = 24$ m³/hari.

Maka untuk kebutuhan air sanitasi adalah = $60 + 24 = 84$ m³/hari.

VI.3.2 Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk keperluan proses produksi pada Pabrik Bioethanol ini meliputi pendingin :

| No. | Nama Peralatan | Kebutuhan air (kg/hari) |
|--------|--------------------------------|-------------------------|
| 1 | Blowdown Tank (D-111) | 515.261,12 |
| 2 | Reaktor Saccharifikasi (R-210) | 1.481.076 |
| 3 | Fermentasi (R-220) | 1.471.260,5 |
| 4 | Starter Tank (F-223) | 147.126,05 |
| 6 | Distilasi (D-320) | 144.183,52 |
| 7 | Molecular Sieve (D-330) | 5.767,34 |
| Jumlah | | 3.764.674,53 |



ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m³(Geankoplis, 2003)

Kebutuhan total air pendingin :

$$= 3.764.674,53 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 3.781 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan recycle air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower.

Air pendingin yang direcycle :

$$= 90\% \times 3.781 \text{ m}^3/\text{hari} = 3.402 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin :

$$= 10\% \times 3.781 \text{ m}^3/\text{hari} = 378,1 \text{ m}^3/\text{hari}$$

VI.3.3 Air Boiler

Kebutuhan steam untuk keperluan proses produksi pada Pabrik Bioethanol ini meliputi :

| No. | Nama Peralatan | Kebutuhan air (kg/hari) |
|--------|-------------------------------|-------------------------|
| 1 | Reaktor Prehidrolisis (R-210) | 515.261,12 |
| 2 | Distilasi (D-320) | 144.183,52 |
| Jumlah | | 659.744,64 |

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m³(Geankoplis, 2003)

Sehingga kebutuhan air boiler adalah :

$$= 659.744,64 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 662,60 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat pemakaian air boiler, maka dilakukan recycle air boiler. Diasumsikan 80% dari total steam kondensat kembali ke air boiler.

Air boiler yang direcycle :



$$= 80\% \times 662,60 \text{ m}^3 / \text{hari} = 530 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari air sungai sebesar 20 % dari kebutuhan total air boiler = $20 \% \times 662,60 \text{ m}^3/\text{hari}$
= $132.52 \text{ m}^3/\text{hari}$

VI.3.4 Air Proses

Dari appendiks A neraca massa didapatkan kebutuhan air proses:

| No. | Nama Peralatan | Kebutuhan air (kg/hari) |
|--------|-------------------------------|-------------------------|
| 1 | Reaktor Pre-hidrolisa (R-110) | 515.261,12 |
| 2 | Tangki Mixing (H-214) | 1.189.369,8 |
| 3 | Pressure Filter (R-210) | 1.189.369,8 |
| 4 | Tangki Reslurry (H-312) | 298.339 |
| Jumlah | | 3.192.399,72 |

$$\rho \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 (\text{Geankoplis, 2003})$$

Total kebutuhan air proses:

$$= 3.192.399,12 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2.894.300,35 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Total awal kebutuhan air :

= air sanitasi + air pendingin + air boiler + air proses

$$= (84 + 3.781 + 662,60 + 2.894.300,35) \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 2.898.827,95 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Total air yang direcycle :

Air pendingin = $90\% \times$ total air pendingin

$$= 90\% \times 3.781 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 3.402,9 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Air boiler = $80\% \times$ total air boiler



$$= 80\% \times 662.60 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$= 530,08 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, total air yang direcycle = Air pendingin + Air boiler

$$= 3.402,9 + 530.08$$

$$= 530.08 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Make up water :

Air pendingin = 10% x total air pendingin

$$= 10\% \times 3.781 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 378,1 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Air boiler = 20% x total air boiler

$$= 20 \% \times 662.60 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 132.52 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, total make up water = Air pendingin + Air boiler

$$= 378,1 + 132.52 = 510.62 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Keseluruhan air yang dibutuhkan (yang diambil dari sungai) :

Air sanitasi = 84 m³ / hari

Air pendingin = 3781 m³/hari

Air boiler = 662,60 m³/hari

Air proses = 2.894.300,35 m³/hari

Jadi, keseluruhan air yang dibutuhkan :

$$= (84 + 3781+662.60+2.894.300,35) \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 2.898.827,95 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja secara Umum dalam Industri

Lay out pabrik

- Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli untuk menghindari bahaya – bahaya kebakaran, perusakan akibat cuaca, gempa , petir, banjir dan lain sebagainya.
- Penempatan *lay out* antara unit produksi dan tempat kerja harus terpisah (diberi jarak agak berjauhan).
- Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran).
- Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik.

Instalasi pemadam kebakaran

Instalasi semacam ini mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat – tempat yang mempunyai instalasi pelistrikian. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : *hydrant, splinker, dry chemical power*
- Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher*

Upaya pencegahan dan penanggulangan kebakaran di pabrik



ini adalah :

- Disediakan *hydrant* disetiap plant (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan, dan tabung pemadam kebakaran di unit kerja
- Pengecekan secara berkala tabung-tabung pemadam kebakaran.
- Memasang alarm disetiap plant (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
- Disediakan tempat untuk berkumpul (*Assemble point*) jika terjadi keadaan darurat.

Sistem kelistrikan

- Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman.
- Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektris harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk *arde*, untuk menjaga apabila sewaktu – waktu terjadi hubungan singkat.
- Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.
- Memasang lampu LED fi area perkantoran
- pemasangan alat pendekripsi gerak untuk penerangan di area perkantoran.



VII.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja di Pabrik Bioetanol

a) Pengangkutan :

- Tandan kosong kelapa sawit yang berasal dari limbah diangkut dengan truk melewati jalur darat.
- Pekerja yang mengangkat Tandan kosong kelapa sawit harus menggunakan sarung tangan agar tidak terkontaminasi dengan kotoran, selain itu harus menggunakan *safety shoes*.

b) Bahan baku (Tandan Kosong Kelapa Sawit) :

- Bahan baku Tandan kosong kelapa sawit ini disimpan pada gudang penyimpanan (*indoor*).
- Tandan kosong kelapa sawit tidak boleh diletakkan kontak langsung dengan lantai, hal ini akan memicu pertumbuhan jamur lebih cepat.
- Alat pelindung kepala atau *safety helm*, alat pelindung tangan (*gloves*), alat pelindung kaki (*safety shoes*).

c) Bahan tambahan :

H_2SO_4 , $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, $\text{Ca}(\text{OH})_2$

- Bahan tambahan ini disimpan di dalam tangki penampung.
- Pemilihan material disesuaikan dengan *corrosion allowable* yang tepat (disesuaikan dengan kondisi operasi dan jenis bahan yang disimpan).
- Pemasangan *level*, *pressure* dan *temperatur indicator* untuk mengetahui dan mengontrol kondisi bahan dalam tangki.
- Pemasangan tanda bahan berbahaya disekitar tangki.



- Karena bahan yang disimpan sifatnya mudah meledak dan terbakar, maka *lay out* tangki penampung harus dijauhkan dari bahan-bahan yang dapat memicu terjadinya kecelakaan kerja, serta sirkulasi udara disekitar tangki harus mencukupi.
- Pemantauan NAB bahan kimia dalam tangki penampung secara berkala.
- Alat pelindung kepala *safety helm*, alat pelindung kaki sepatu karet, alat pelindung muka *face shield*.
- Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, *man hole* dan *hand hole*.
- Untuk inspeksi dan *maintenance* :
- Dilakukan pengecekan terhadap material secara berkala untuk menghindari adanya kebocoran atau kecelakaan kerja.
- Penggunaan pakaian anti asam, masker gas, sarung tangan dari bahaya larutan yang bersifat korosif, dan sepatu karet.
- Pemasangan *manhole* dan *hand hole* untuk inspeksi dan *maintenance*.
- Pemasangan tanda bahaya disekitar tangki.

d) Alat :

Belt conveyor dan screw conveyor.

- Bagian atas *belt conveyor* diberi tutup, agar tidak ada kotoran yang masuk.
- Bagian *screwnya* ditutup, kecuali bagian *inletnya*.
- Mengatur jarak antar alat dan unit untuk mempermudah perawatan.
- Dilakukan pembersihan secara berkala.
- Alat pelindung kepala atau *safety helm*, alat pelindung kaki : *safety shoes*.



Shredder

- Dilakukan pembersihan secara berkala.
- Alat pelindung kepala atau *safety helm*, alat pelindung telinga *ear plug*, alat pelindung kaki *safety shoes*. Reaktor prehidrolisis, Reaktor Saccharification dan Kolom Distilasi.
- Pada daerah di sekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.
- Dilakukan pembersihan dan pengecekan alat secara berkala.
- Pemasangan level, temperatur, *pressure indicator* untuk mengetahui, mendeteksi dan mengontrol kondisi operasi.
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan reaktor.
- Alat pelindung kepala (*safety helm*), alat pelindung pernafasan atau masker kain, alat pelindung telinga (*ear plug*), alat pelindung sepatu karet, alat pelindung sarung tangan karet.

Pompa

- Bagian “*propeller*” dilengkapi dengan “*cashing*”
- Bagian kopling (yang menghubungkan “*propeller*” dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer (saringan atau *filter*) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek *valve* secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.



- Alat pelindung kepala (*safety helm*), alat pelindung kaki sepatu karet. Starter tank dan Reaktor Fermentasi
- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO₂ (timbulnya gas CO₂ pada proses fermentasi), dilengkapi kompresor untuk menarik gas CO₂ agar dapat ke luar.
- Pemasangan level, temperatur, *pressure indicator* untuk mengetahui, mendeteksi dan mengontrol kondisi operasi.
- Alat pelindung kepala atau *safety helm*, alat pelindung kaki : *safety shoes*.

Sistem Perpipaan

- Pipa – pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah mengantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat.
- Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman agar mudah pengecekan, perbaikan, serta tidak mengganggu jalannya proses maupun kegiatan para pekerja.
- Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan –U (U –bed), *tee*.
- Pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa.
- Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warna merah, sedangkan aliran fluida dingin digunakan



warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

- Untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa, maka perpipaan diletakkan di atas tanah.
- Susunan valve dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu *safety* dan diatur sedemikian rupa supaya transportasi tidak terganggu. Pada perpipaan diberi warna yang berbeda, fluida panas pipa berwarna merah, sedangkan untuk fluida dingin menggunakan pipa berwarna biru.
- Pipa steam dilosped dan dipasang block valve sehingga steam bisa didatangkan dari berbagai arah seandainya terjadi kerusakan pada pipa steam.
- Dipasang *fire stop* pada semua system pengeluaran untuk mencegah penyebaran kebakaran.
- Dipasang isolasi yang baik untuk pipa steam dan pipa air panas agar tidak ada bahaya kebakaran kulit apabila tersentuh oleh karyawan atau petugas dan selain untuk mencegah panas yang hilang.
- Sambungan dipasang dan dikontrol dengan baik.

e) Produk :

- Pemasangan temperatur, *level indicator* untuk mengetahui, mengontrol kondisi dalam tangki.
- Alat pelindung kepala, alat pelindung kaki : sepatu karet.

f) Pengolahan limbah :

- Pengolahan Limbah Padat
 - a. Lignin, dimanfaatkan sebagai bahan bakar boiller.
 - b. $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (*Gypsum*), dapat dimanfaatkan untuk sebagai bahan baku industri kosmetik dan medical.



- c. Limbah padat dari hasil fermentasi Biomassa dimanfaatkan sebagai pupuk.
- Pengolahan Limbah Cair
Limbah cair dari kolom destilasi berupa bottom produk ditreatment dahulu untuk memenuhi standart pengolahan limbah dan agar tidak mencemari lingkungan di sekitar pabrik dan rumah penduduk.
- Limbah Gas
Gas CO₂ diolelah menjadi bahan baku *dry ice*, bahan tambahan pada industri minuman berkabonat, bahan pemadam kebakaran, dan sebagai pupuk.
Alat pelindung yang digunakan dalam pengolahan limbah adalah alat pelindung kepala (*safety helm*), alat pelindung muka (masker), alat pelindung mata, alat pelindung tangan (*gloves*), alat pelindung kaki : sepatu karet, dan untuk pengolahan limbah gas CO₂ memakai alat pelindung pernafasan atau masker gas.

BAB VIII

INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan fungsi pendukung dari jalannya suatu proses, yang mengawasi dan mengendalikan suatu kondisi operasi sesuai dengan variabel proses yang diinginkan. Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi adalah :

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman, yaitu dengan cara :
 - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda – tanda bahaya secara *interlock* otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - b. Menjaga variabel – variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor – faktor kimianya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.

Variabel pengendalian proses dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Pengaturan secara manual, biasanya peralatan yang dikontrol hanya diberi instrumen penunjuk atau pencatatan saja, sedangkan untuk pengendalian secara otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu :

1. Sensor

Sensor adalah suatu alat yang sangat sensitive terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses.



2. Elemen penguat

Elemen penguat berfungsi untuk mengubah perubahan besaran fisik yang dideteksi oleh sensor menjadi signal yang dapat dibaca oleh controller.

3. Controller

Controller merupakan elemen yang berfungsi mengatur besaran proses agar tetap sesuai dengan kondisi yang dikehendaki (sesuai dengan set point yang diinginkan) agar peralatan produksi dapat beroperasi secara optimum.

4. Element pengontrol akhir

Element yang berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari controller menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variable proses ke harga yang telah ditetapkan.

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

- *Sensitivity*
- *Readability*.
- *Accuracy*
- *Precision*
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses.
- Faktor – faktor ekonomi

Alat-alat kontrol yang digunakan secara umum dalam industri antara lain :

1. Pengatur suhu :

“*Temperature Indicator*” (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur



indikator antara lain : termometer , termokopel.

“*Temperature Controller*” (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

2. Pengaturan Tekanan (*pressure*)

“*Pressure Indicator*” (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*.

“*Pressure Controller*” (PC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

3. Pengatur aliran (*flow*)

“*Flow Controller*” (FC)

Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu *Control valve*.

4. Pengatur tinggi permukaan (level)

“*Level Indicator*” (LI)

Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan.

“*Level Indicator Control*” (LIC)

Sebagai alat penunjukkan untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.



VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Bioethanol

Berikut ini macam – macam instrumentasi yang digunakan pada pabrik bioetanol :

Tabel VIII.1. Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol.

| ALAT | SISTEM INSTRUMENTASI | FUNGSI |
|-----------------------------|-----------------------|---|
| Reaktor Hidrolisis | Level Indikator | Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam reaktor pre hidrolisa, reaktor hidrolisa |
| | Temperatur Controller | Mengontrol suhu dari reaktor pre hidrolisa, reaktor hidrolisa dengan cara mengatur flow rate dari steam yang masuk. |
| Blow down tank | Level Indikator | Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki |
| Tangki Stater dan Fermentor | Level Indikator | Menunjukkan ketinggian larutan dalam tangki |

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

IX.1 Pengolahan Limbah Industri

Teknologi pengolahan air limbah adalah kunci dalam memelihara kelestarian lingkungan. Apapun macam teknologi pengolahan air limbah domestik maupun industri yang dibangun harus dapat dioperasikan dan dipelihara oleh masyarakat setempat. Jadi teknologi pengolahan yang dipilih harus sesuai dengan kemampuan teknologi masyarakat yang bersangkutan.

Berbagai teknik pengolahan air buangan untuk menyisihkan bahan polutannya telah dicoba dan dikembangkan selama ini. Teknik-teknik pengolahan air buangan yang telah dikembangkan tersebut secara umum terbagi menjadi 3 metode pengolahan:

1. pengolahan secara fisika
2. pengolahan secara kimia
3. pengolahan secara biologi

Untuk suatu jenis air buangan tertentu, ketiga metode pengolahan tersebut dapat diaplikasikan secara sendiri-sendiri atau secara kombinasi.

- **Pengolahan Secara Fisika**

Pada umumnya, sebelum dilakukan pengolahan lanjutan terhadap air buangan, diinginkan agar bahan-bahan tersuspensi berukuran besar dan yang mudah mengendap atau bahan-bahan yang terapung disisihkan terlebih dahulu. Penyaringan (*screening*) merupakan cara yang efisien dan murah untuk menyisihkan bahan tersuspensi yang berukuran besar. Bahan tersuspensi yang mudah mengendap dapat disisihkan secara mudah dengan proses pengendapan. Parameter desain yang utama untuk proses pengendapan ini adalah kecepatan mengendap partikel dan waktu detensi hidrolis di dalam bak pengendap. diaplikasikan untuk



unit-unit pengolahan kecil, terutama jika pengolahan ditujukan untuk menggunakan kembali air yang diolah. Biaya instalasi dan operasinya sangat mahal.

- Pengolahan Secara Kimia

Pengolahan air buangan secara kimia biasanya dilakukan untuk menghilangkan partikel-partikel yang tidak mudah mengendap (koloid), logam-logam berat, senyawa fosfor, dan zat organik beracun; dengan membubuhkan bahan kimia tertentu yang diperlukan. Penyisihan bahan-bahan tersebut pada prinsipnya berlangsung melalui perubahan sifat bahan-bahan tersebut, yaitu dari tak dapat diendapkan menjadi mudah diendapkan (flokulasi-koagulasi), baik dengan atau tanpa reaksi oksidasi-reduksi, dan juga berlangsung sebagai hasil reaksi oksidasi.

- Pengolahan secara biologi

Semua air buangan yang *biodegradable* dapat diolah secara biologi. Sebagai pengolahan sekunder, pengolahan secara biologi dipandang sebagai pengolahan yang paling murah dan efisien. Dalam beberapa dasawarsa telah berkembang berbagai metode pengolahan biologi dengan segala modifikasinya. Ditinjau dari segi lingkungan dimana berlangsung proses penguraian secara biologi, proses ini dapat dibedakan menjadi dua jenis:

1. Proses aerob, yang berlangsung dengan hadirnya oksigen;
2. Proses anaerob, yang berlangsung tanpa adanya oksigen.

(www.dephut.co.id)

IX.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik Bioethanol

Limbah yang dihasilkan dari pabrik bioethanol banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke dalam perairan. Oleh karena itu diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan, guna untuk



mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dapat di manfaatkan sebagai *by product* yang masih mempunyai nilai ekonomi.

IX.3 Pengelolahan Limbah berdasarkan Sumber dan Karakteristiknya

Pengolahan limbah yang dilakukan pada pabrik Bioethanol antara lain :

- **Limbah Gas**

Limbah gas berupa CO₂ dapat diolah dengan 2 macam proses; yaitu adsorbsi dengan menggunakan karbon aktif, dan proses pemurnian secara kimia. Gas CO₂ yang berasal dari produk atas fermentor dikumpulkan di dalam tabung pengumpul gas dengan tekanan rendah untuk menghindari aliran. Blower dengan tipe *Roots-Connersville* memaksa gas CO₂ menembus *felt scrubber* dimana gas tersebut dicuci dengan air untuk memindahkan bahan yang tidak diinginkan, seperti alcohol, aldehid, dan lain-lain. Limbah gas berupa CO₂ dapat ditangkap dan diolah menjadi produk samping yang mempunyai nilai ekonomi yang cukup tinggi. CO₂ dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan *dry ice*, bahan baku pembuat CO₂ cair, industri minuman berkarbonansi, untuk pengawetan makanan dan juga sebagai pemadam kebakaran.

Gas CO₂ yang ditampung dibersihkan dari impurities, dimampatkan hingga tekanan tekanan 17 bar dan suhu 160°C agar menjadi cair, didinginkan sampai suhu -22°C. CO₂ cair dapat langsung dijual untuk industri minuman ringan, pengawetan pangan. Sedangkan CO₂ untuk pembuatan *dry ice* diproses dengan alat pembuat balok *dry ice*. *Dry ice* digunakan untuk pemadam kebakaran, aksesoris pada saat pementasan di panggung,



dan sebagainya. (*Othmer, 1978*)

- **Limbah Padat**

Limbah padat pada pabrik Bioethanol berupa kandungan lignin, *gypsum* dan kotoran hasil pencucian jerami. Residu dari proses hidrolisis jerami padi yang berisi 30 – 40% lignin dan produk campuran yang dapat disebut *humin*, dan di pasarkan sebagai *Furafil*. Berbagai macam pemakaian lignin telah dikembangkan dalam bentuk *conditioners* dan *anticaking agents* didalam pupuk dan zat kimia, sebagai campuran dalam cetakan pasir, sebagai *absorbent*, dan sebagai *extender* dan *filler* untuk berbagai macan resin.

Limbah padat dari fermentasi berupa biomass dapat dimanfaatkan untuk proses pengolahan limbah secara biologis baik secara aerob maupun anaerob. (*Othmer, 1978*)

- **Limbah Cair**

Limbah cair berasal dari proses distilasi berupa “*Bottom Product*” dilakukan *treatment* terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan perairan. Hal ini disebabkan karena kualitas air permukaan (sungai atau badan air penerima) dipengaruhi oleh kualitas limbah cair yang dibuang karena komponen-komponen yang ada pada limbah cair (etanol, gliserol, glukosa, asam asetat) larut dalam air maka hanya dapat dipisahkan dengan metode distilasi. Limbah cair yang dihasilkan di tampung pada kolam penampung. Pengolahan limbah cair yang dilakukan pada pabrik Bioetanol terdiri dari beberapa proses antara lain :

a. Proses Kimia

Proses pengolahan limbah secara kimia yang dilakukan yaitu : pemurnian.

b. Proses Fisika

Proses pengolahan limbah secara fisika yang dilakukan yaitu :



sedimentasi.

c. Proses Biologi

Proses pengolahan limbah secara biologi yang dilakukan yaitu : *actived sludge* secara aerobik.

Pengolahan limbah cair yang dilakukan yaitu :

1. Pemurnian

Pemisahan secara kimia dan *solvent* ekstraksi adalah metode untuk pemurnian asam, meskipun kristalisasi dan *ion exchange* juga dapat digunakan. Hampir semua limbah cair yang masih mengandung asam mungkin dapat dipisahkan sebagai asam dengan menetralkannya dengan sodium karbonat atau sodium hidroksida. (*Othmer, 1978*)

2. Sedimentasi

Tujuan dari proses sedimentasi adalah untuk memindahkan padatan yang telah siap diendapkan dan material yang mengapung dan juga mengurangi padatan yang terlarut. Sedimentasi dapat juga dapat dikatakan memindahkan sebagian dari limbah cair organik yang apabila tidak dipindahkan dapat secara langsung bercampur dengan air. *Design* dan operasi yang efektif dari tangki sedimentasi seharusnya dapat memindahkan 50 – 70 % dari padatan yang terlarut dan 25 – 40 % BOD.

3. Activated Sludge

Pada *activated tank* ini dilakukan dengan aerasi dengan *surface aerator* dan juga ditambahkan nutrient seperti urea, asam phospat. Dari activated tank, limbah dialirkkan ke clarifier untuk dipisahkan antara lumpur aktif dan air filtratnya. Air filtrat dari clarifier dialirkkan ke *effluent tank* yang kemudian dialirkkan ke sungai.

Activated Tank yang dipilih adalah tangki kecil (waktu



bereaksi antara 20 – 60 menit) atau tangki yang disusun secara seri dimana limbah cair yang dialirkan di campurkan dengan perlakuan *sludge* dalam keadaan *aerobic*, *anoxic*, dan *anerobic*.

BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Bioethanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Proses Hidrolisis Enzim dan Fermentasi”, dapat mendapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Rencana Operasi

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinu selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari.

2. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi pabrik *Bioethanol* ini sebesar 22.000 ton/tahun.

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah tandan kosong kelapa sawit diperoleh dari limbah pabrik minyak kelapa sawit.
- Bahan baku pendukung pabrik ini adalah air.



Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR NOTASI

| No | Notasi | Keterangan | Satuan |
|----|--------------|------------------------|----------------------------------|
| 1 | m | massa | kg |
| 2 | BM | Berat molekul | g/gmol |
| 3 | T | Suhu | °C/°F/K |
| 4 | cp | Heat Capacity | kkal/kg°C |
| 5 | ΔH_f | Enthalpy pembentukan | kkal/kmol |
| 6 | ΔH_f | Enthalpy product | kkal |
| 7 | H | Enthalpy | kkal |
| 8 | Hv | Enthalpy vapor | kkal/kg |
| 9 | Hl | Enthalpy liquid | kkal/kg |
| 10 | Q | Panas | kkal |
| 11 | ρ | Densitas | gram/cm ³ |
| 12 | η | Efisiensi | % |
| 13 | μ | Viskositas | cP |
| 14 | D | Diameter | in |
| 15 | H | Tinggi | in |
| 16 | P | Tekanan | atm |
| 17 | R | Jari-jari | in |
| 18 | Ts | Tebal tangki | in |
| 19 | c | Faktor Korosi | - |
| 20 | E | Efisiensi sambungan | - |
| 21 | Th | Tebal head | in |
| 22 | ΣF | Total friksi | - |
| 23 | Hc | Sudden contraction | ft.lbf/lbm |
| 24 | Ff | Friction loss | ft.lbf/lbm |
| 25 | h_{ex} | Sedden exspansion | ft.lbf/lbm |
| 26 | Gc | Gravitasi | lbm.ft/lbf.s ² |
| 27 | A | Luas perpindahan panas | ft ² |
| 28 | A | Area aliran | ft ² |
| 29 | B | Baffle spacing | in |
| 30 | f | Faktor friksi | ft ² /in ² |
| 31 | G | Massa velocity | lb/(hr)(ft ²) |
| 32 | h_{ex} | Sudden exspansion | ft.lbf/lbm |
| 33 | gc | Gravitasi | lbm.ft/lbf.s ² |

| | | | |
|----|----|------------------------|-----------------------------------|
| 34 | A | Luas perpindahan panas | ft ² |
| 35 | a | Area aliran | ft ² |
| 36 | B | Baffle spacing | in |
| 37 | F | Faktor friksi | ft ² /in ² |
| 38 | G | Massa velocity | lb/(hr)(ft ²) |
| 39 | k | Thermal conductivity | Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft) |
| 40 | qf | Debit fluida | cuft/s |
| 41 | L | Panjang shell course | in |
| 42 | n | Jumlah course | - |

DAFTAR PUSTAKA

- A.Aden. (2002). *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. Seattle: NREL.
- Ardian, N. D., Endah, R. D. dan Sperisa, D. 2007. *Pengaruh Kondisi Fermentasi terhadap Yield Etanol pada Pembuatan Bioetanol dari Pati Garut*. Jurnal Gema Teknik, 2,
- Considine, D. M. (1995). *chemical process technology encyclopedia*. Los Angels, California.
- Coulson, J. (2002). *Particle Technology and Separation Process "sixth edition"*.
- Darnoko. 1992. Potensi Pemanfaatan Limbah Lignoselulosa Kelapa Sawit Melalui Biokonversi. *Berita Pen.Perkeb.* 2: 85-97
- Faith, Keyes, Clark's. 1975. *"Industrial Chemical Fourth Edition"*. New York: John Willey and Sons, Inc
- Fessenden, J. R., Fesseden, S. J. 1982. *"Kimia Organik Edisi Ketiga"*. Jakarta: Erlangga
- Hal, o. k. (1998). *Biomass Handbook*.
- H.Perry, R. (2008). *Perrys Chemical Engineers Hamdbook "eight edition"*.
- Helmut Ughllig, P. (1998). *industrial enzymes and their applications*. Unitet States of America.
- Jackson, R. A. (1985). *chemistry and the chemchical industry a partical guide for non chemists* .
- Lloyd.E.Brownell. (1959). *Equipment Design*.
- Othmer, K. 1987 *"Encyclopedia of Chemical Technology"*.

Soeprijanto. (2013). *Biooetanol dari Biomassa Sorghum*. Surabaya: ITS Press.

Ullmann's. 1975 “*Encyclopedia of Industrial Chemistry Sixth Edition Volume 12*”

Yaws, C. L. (1996). *Handbook of Thermodynamics Diagrams*.

APPENDIKS A

NERACA MASSA

| | | | |
|--------------------|---|------------------------------|----------|
| Kapasitas produksi | = | 22000000 | Kg/tahun |
| | = | 66666,66667 | Kg/hari |
| Operasi | = | 330 hari/ tahun; 24 jam/hari | |
| Basis Waktu | = | 1 hari | |
| Bahan Baku | = | 229713,1212 | |
| Satuan massa | = | kilogram (kg) | |

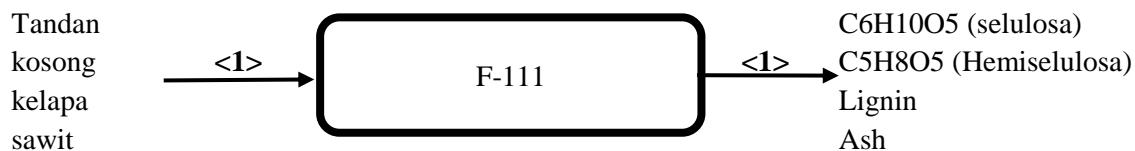
Tabel A.1 Komposisi Tandan Kosong Kelapa Sawit

| Komponen | % | Massa |
|--------------|------------|---------------|
| C6H10O5 | 44,20 | 101533 |
| C5H8O4 | 33,50 | 76954 |
| Lignin | 20,40 | 46861 |
| Ash | 1,90 | 4365 |
| Total | 100 | 229713 |

sumber :

1 Bin (F-111)

Fungsi: untuk menyimpan bahan baku tandan kosong kelapa sawit karena tandan kosong kelapa sawit berupa padat dan dalam jumlah yang besar

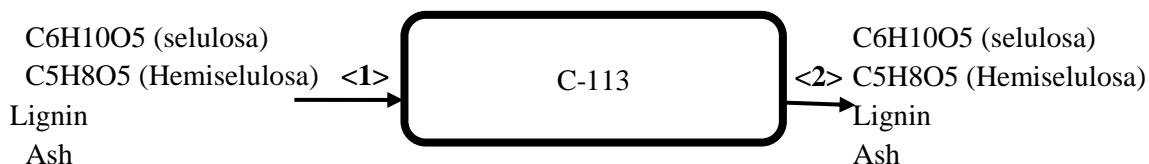


Tabel A.2 Neraca massa Bin

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Aliran <1> | | Aliran <2> | |
| Komposisi | Massa (kg) | Komposisi | Massa (kg) |
| C6H10O5 | 101533 | C6H10O5 | 101533 |
| C5H8O4 | 76954 | C5H8O4 | 76954 |
| Lignin | 46861 | Lignin | 46861 |
| Ash | 4365 | Ash | 4365 |
| Total | 229713 | Total | 229713 |

2. Crusher (C-113)

Fungsi: untuk menghancurkan tandan kosong kelapa sawit sampai menjadi butiran padatan kasar sehingga dapat mempermudah proses berikutnya

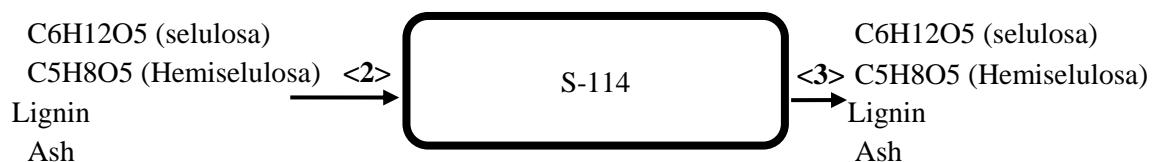


Tabel A.3 Neraca massa *Crusher*

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Aliran <2> | | Aliran <3> | |
| Komposisi | Massa (kg) | Komposisi | Massa (kg) |
| C6H10O5 | 101533 | C6H10O5 | 101533 |
| C5H8O4 | 76954 | C5H8O4 | 76954 |
| Lignin | 46861 | Lignin | 46861 |
| Ash | 4365 | Ash | 4365 |
| Total | 229713 | Total | 229713 |

3 Rotary Knife Cutter (S-114)

Fungsi: untuk memotong Tandan kosong kelapa sawit yang berupa padatan kasar sampai berukuran 20 mesh agar mempermudah dalam proses prehidrolisa

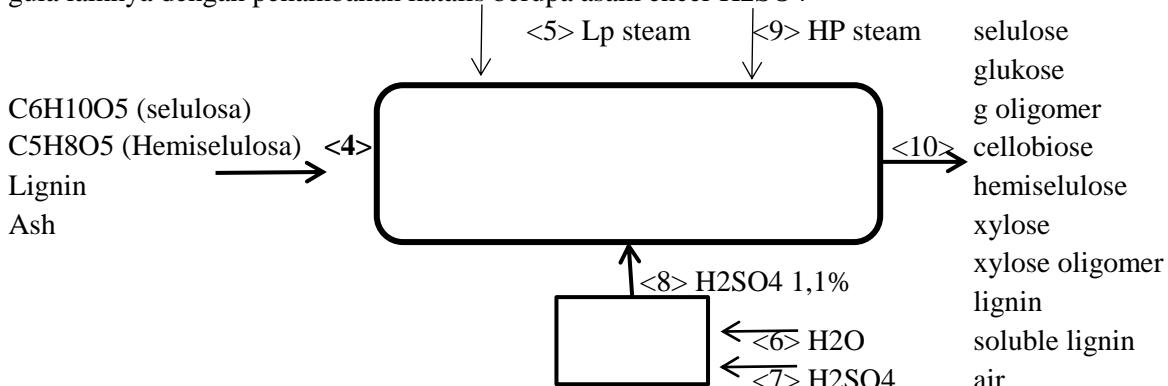


Tabel A.4 Neraca massa *Rotary Knife Cutter*

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Aliran <3> | | Aliran <4> | |
| Komposisi | Massa (kg) | Komposisi | Massa (kg) |
| C6H10O5 | 101533 | C6H10O5 | 101533 |
| C5H8O4 | 76954 | C5H8O4 | 76954 |
| Lignin | 46861 | Lignin | 46861 |
| Ash | 4365 | Ash | 4365 |
| Total | 229713 | Total | 229713 |

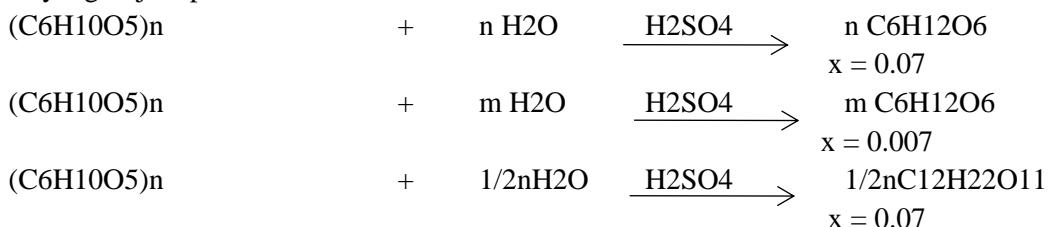
4. Reaktor Prehidrolisa (R-110)

fungsi : terjadi reaksi hidrolisa, dengan terpecahnya rantai lignin dalam bahan baku tandan kosong kela sawit dan mengkonversi hemiselulosa menjadi xylose dan sebagian kecil selulose menjadi monomer gula lainnya dengan penambahan katalis berupa asam encer H₂SO₄

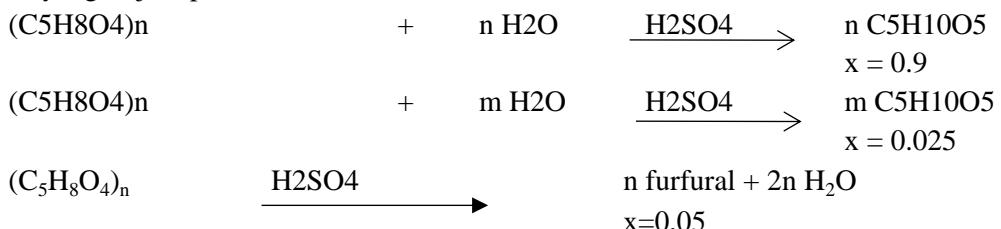


Reaksi-reaksi yang terjadi

1. reaksi yang terjadi pada selulose



2. reaksi yang terjadi pada hemiselulose



3. reaksi yang terjadi pada lignin :



Dimana nilai n

| | | | | |
|----------------|---|-------------|----------------|------|
| selulose | = | 100 - 200 | asumsi sebesar | 150 |
| hemiselulose | = | 17000 | | |
| lignin | = | 1400 - 2500 | asumsi sebesar | 1600 |
| (othmer, 1983) | | | | |

Dimana pada proses prehidrolisa ini dengan kondisi operasi sebagai berikut, konsentrasi asam sebesar 1.1 %, waktu tinggal 2 menit, temperatur 190 C, tekanan 12.1 atm dan konsentrasi padatan reaktor sebesar 30%.

Menghitung massa total dalam reaktor:

Diketahui konsentrasi padatan dalam reaktor sebesar 30%

Massa yang masuk dari aliran <4> diketahui sebesar 229713,1 kg

Massa larutan sebesar 70% dan massa padatan sebesar sehingga massa larutan = 229713,121 :0,3 *0,7 229713,1 kg

$$\begin{aligned}
 &= 535997,2829 \text{ kg} \\
 \text{Total massa dalam reaktor} &= \text{massa padatan} + \text{massa larutan} \\
 &= 229713,1212 + 535997,2829 \\
 &= 765710,4041 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dapat digunakan untuk menghitung
neraca massa total = $<10> = <4> + <5> + <6> + <7> + <9>$

Dimana : massa aliran $<5>$, yaitu massa bahan masuk reaktor
massa aliran $<6>$, yaitu massa LP Steam yang masuk reaktor
massa aliran $<8>$, yaitu massa H₂SO₄ 1,1% yang ditambahkan dalam reaktor prehidrolisis
massa aliran $<9>$, massa HP Steam yang masuk reaktor
massa aliran $<10>$, yaitu massa produk dari reaktor prehidrolisa

Menghitung massa tiap aliran

1. Massa aliran $<5>$
komposisi dan massa aliran $<5>$ sama dengan bahan
yang keluar dari Rotary knife cutter (S-114) = 229713 kg

Tabel A.5 Komposisi bahan keluar dari Rotary knife cutter

| Komponen | massa |
|---|---------------|
| C ₆ H ₁₀ O ₅ | 101533,20 |
| C ₅ H ₈ O ₄ | 76953,90 |
| Lignin | 46861,48 |
| Others | 4364,55 |
| Total | 229713 |

2. Massa aliran $<8>$
H₂SO₄ yang ditambahkan pada reaktor ini yaitu H₂SO₄
dengan konsentrasi 1,1%.

menghitung kebutuhan H₂SO₄ 98%

Diketahui :

ρ H₂SO₄ 2% : 1,008 kg/L

ρ H₂SO₄ 98% : 1,906 kg/L

ρ H₂SO₄ 1.1 : 1,006 kg/L

(DOWEX Ion Exchange Resins, 81)

Volume larutan dengan konsentrasi H₂SO₄ 1.1%

$$\begin{aligned}
 \text{Massa larutan} / \rho \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ 1.1 \%} &= 532800,48 \text{ L} \\
 &= \text{Volume H}_2\text{SO}_4 \text{ 1.1 \%} \times 0,001 \\
 &= 5860,81 \text{ L} \\
 \text{Berat H}_2\text{SO}_4 \text{ 98 \%} &= \text{Volume H}_2\text{SO}_4 \text{ 1.1 \%} \times \rho \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ 98 \%} \\
 &= 11170,69 \text{ Kg} \\
 \text{Jadi massa aliran} <8> &= 11170,69 \text{ Kg/L}
 \end{aligned}$$

3. Massa aliran $<7>$

Menghitung massa H₂SO₄ 1.1%

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

$$98 \times 5860,81 = 1,1 \times V_2$$

$$V_2 = \frac{522144,4704}{1,1} \text{ L}$$

Menghitung massa H₂SO₄ 1,1%

$$\text{volume H}_2\text{SO}_4 1,1\% \times \rho \text{ H}_2\text{SO}_4 1,1\% = 525277,3372 \text{ Kg}$$

$$\text{massa air dalam H}_2\text{SO}_4 1,1\% = \text{massa H}_2\text{SO}_4 1,1\% - \text{massa H}_2\text{SO}_4 98\%$$

$$= 525277,3372 - 11170,69$$

$$= 514106,64 \text{ Kg}$$

Pada literatur disebutkan bahwa konsentrasi padatan dalam reaktor prehidrolisis sebesar 30%, maka total steam yang menjadi air dapat dihitung

$$<6> + <9> = \text{massa total larutan dalam reaktor} -$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 1,1\% - \text{massa air pada bahan} - \text{massa air}$$

$$\text{dalam bahan baku}$$

$$= 535997,2829 - 514106,6424 - 11170,69$$

$$= 10719,95 \text{ Kg}$$

$$\text{Jadi massa steam} = 10719,94566 \text{ Kg}$$

4. Massa Aliran <6>

Diketahui literatur, perbandingan LP Steam : HP Steam adalah 1:3

$$\text{Lp steam yang dibutuhkan} = \frac{1}{3} \times 10719,946$$

$$= 3573,315219 \text{ kg}$$

5. Massa Aliran <9>

$$\text{HP steam} = \text{total massa steam} - \text{Lp steam}$$

$$\text{HP steam} = 10719,94566 - 3573,3152$$

$$= 7146,630438 \text{ kg}$$

6. Massa Aliran <10>

$$\text{aliran } <10> = \text{aliran } <4> + <5> + <6> + <7> + <9>$$

$$= 229713 + 11170,69486 + 522144,4704$$

$$+ 3573,315219 + 7146,6304$$

$$= 773748 \text{ Kg}$$

BM tiap komponen yang bereaksi

| | | |
|---|---|-------------|
| BM (C ₆ H ₁₀ O ₅) | = | 162 Kg/Kmol |
| BM (C ₆ H ₁₂ O ₆) | = | 180 Kg/Kmol |
| BM (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁) | = | 342 Kg/Kmol |
| BM (C ₅ H ₈ O ₄) | = | 132 Kg/Kmol |
| BM (C ₅ H ₁₀ O ₅) | = | 150 Kg/Kmol |
| BM (C ₁₀ H ₁₃ .9O _{1.3}) | = | 155 Kg/Kmol |
| BM H ₂ O | = | 18 Kg/Kmol |
| BM furfural (C ₅ H ₄ O ₂) | = | 96 Kg/Kmol |

Perhitungan reaksi dalam reaktor Prehidrolysis

1. reaksi selulose



$$x = 0.07$$

| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|----------|
| CA0 | CA0 X0 | CA0-CA0X0 | C6H10O5 |
| CB0 | CA0 X0 (n) | CB0-CA0X0(n) | H2O |
| | CA0 X0 (n) | CA0X0(n) | C6H12O6 |

ket : CA0 : mol (C6H10O5) mula-mula

CB0 : mol H2O

X0 : konversi 7%

n : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{mol selulose (C6H10O5)} &= \frac{\text{Massa (C6H10O5)}}{\text{BM (C6H10O5)} \times n} \\ &= \frac{101533}{162 \times 150} \\ &= 4,178320971 \quad \text{Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 150 reaksi :

(Kmol selulose mula mula) x X0

$$4,17832097 \text{ Kmol} \times 0,07 = 0,292482468 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 150 sisa :

(Kmol selulose mula-mula) - (Kmol selulose reaksi)

$$4,17832097 - 0,29248247 = 3,885838503 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{Mol H2O} &= \frac{\text{Massa (H2O)}}{\text{BM (H2O)}} \\ &= \frac{524827}{18} \\ &= 18349,665 \quad \text{Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (H2O) reaksi :

Jumlah mol (C6H10O5) 150 reaksi x (n)

$$0,29248247 \times 150 = 43,87237019 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) sisa :

(Kmol H2O mula-mula) - (Kmol H2O reaksi)

$$18349,7 \text{ Kmol} - 43,87237019 \text{ Kmol} = 18305,79 \text{ Kmol}$$

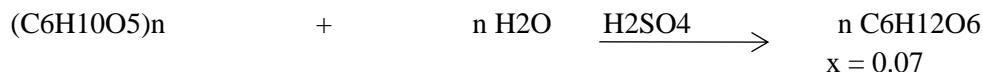
Jumlah mol (C6H12O6) terbentuk :

Jumlah mol (C6H12O6) 150 reaksi x (n)

$$0,29248247 \times 150 = 43,87237019 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C6H12O6) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C6H12O6) terbentuk} = 43,87237 \quad \text{Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|---|
| 4,17832097 | 0,292482468 | 3,885838503 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| 18349,665 | 43,87237019 | 18305,79263 | H ₂ O |
| | 43,87237019 | 43,87237019 | C ₆ H ₁₂ O ₆ |

Menghitung massa glukose dalam reaktor prehidrolisa

Massa glukose yang terbentuk

Kmol glukose yang terbentuk x BM glukose

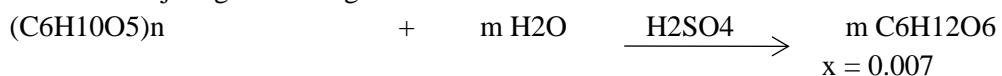
$$43,8723702 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/kmol} = 7897,0266 \text{ Kg}$$

Massa glukose sisa

Kmol glukose sisa x BM glukose

$$43,8723702 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/Kmol} = 7897,027 \text{ Kg}$$

B. selulose menjadi glukose oligomer



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|---|
| CA0 | CA0 X1 | CA0-CA0X1 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| CB0 | CA0 X1 (m) | CB0-CA0X1(m) | H ₂ O |
| | CA0 X1 (m) | | C ₆ H ₁₂ O ₆ |

Ket ; CA0 : mol (C₆H₁₀O₅) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X1 : konversi 0.7%

n : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)150 mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{mol selulose (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} &= \frac{\text{Massa (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}{\text{BM (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} \times n} \\ &= \frac{101533,20}{162 \times 150} \\ &= 4,178320971 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)150 reaksi :

(Kmol selulose mula mula) x X0

$$4,17832097 \text{ Kmol} \times 0,01 = 0,029248247 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)150 sisa :

(Kmol selulose mula-mula) - (Kmol selulose reaksi)

$$0,027283951 \text{ Kmol} - 0,000190988 \text{ Kmol} = 4,149072724 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}} \\ &= \frac{524826,6}{18} \end{aligned}$$

$$= 29157,03267 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) reaksi :

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)150 reaksi x (m)

$$0.029248 \text{ Kmol} \times 150 = 4,387237019 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) sisa :

(Kmol H₂O mula-mula) - (Kmol H₂O reaksi)

$$29157,0327 \text{ Kmol} - 4,387237019 \text{ Kmol} = 29152,6454 \text{ Kmol}$$

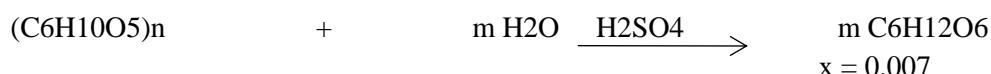
Jumlah mol (C₆H₁₂O₆) terbentuk :

Jumlah mol (C₆H₁₂O₆)150 reaksi x (m)

$$0.029248 \text{ Kmol} \times 150 = 4,387237019 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₆H₁₂O₆) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C₆H₁₂O₆) terbentuk} = 4,387237 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|---|
| 4,17832097 | 0,029248247 | 4,149072724 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| 29157,0327 | 4,387237019 | 29152,64543 | H ₂ O |
| | 4,387237019 | 4,387237019 | C ₆ H ₁₂ O ₆ |

Menghitung massa glukose dalam reaktor prehidrolisa

Massa glukose oligomer yang terbentuk

Kmol glukose oligomer yang terbentuk x BM glukose

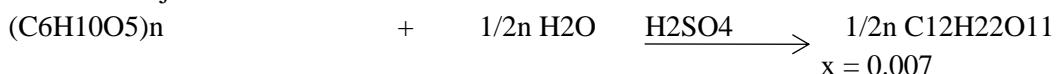
$$4,38723702 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/kmol} = 790 \text{ Kg}$$

Massa glukose oligomer sisa

Kmol glukose sisa x BM glukose

$$4,38723702 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/Kmol} = 790 \text{ Kg}$$

C. selulose menjadi cellobiose



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|---------------|--------------|---|
| CA0 | CA0 X2 | CA0-CA0X1 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| CB0 | CA0 X2 (1/2n) | CB0-CA0X1(m) | H ₂ O |
| | CA0 X2 (1/2n) | | C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ |

Ket CA0 : mol (C₆H₁₀O₅) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X1 : konversi 0.7%

n : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)150 mula-mula:

$$\text{mol selulose (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} = \frac{\text{Massa (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}{\text{BM (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} \times n}$$

$$= \frac{101533,2}{162 \times 150}$$

$$= 4,178320971 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₅₀ reaksi :

$$(\text{Kmol selulose mula mula}) \times X_0$$

$$4,17832097 \text{ Kmol} \times 0,01 = 0,029248247 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₅₀ sisa :

$$(\text{Kmol selulose mula-mula}) - (\text{Kmol selulose reaksi})$$

$$4,17832097 - 0,02924825 = 4,149072724 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) mula-mula:

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}}$$

$$= \frac{524826,6}{18}$$

$$= 29157,0327 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) reaksi :

$$\text{Jumlah mol (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)\text{150 reaksi} \times (1/2n)$$

$$0,02924825 \times 150(1/2) = 2,19361851 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) sisa :

$$(\text{Kmol H}_2\text{O mula-mula}) - (\text{Kmol H}_2\text{O reaksi})$$

$$29157 \text{ Kmol} - 2,19361851 \text{ Kmol} = 29155 \text{ Kmol}$$

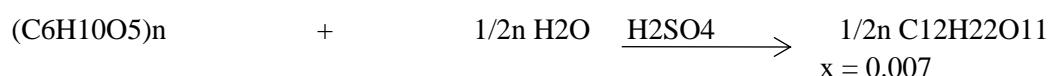
Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) terbentuk :

$$\text{Jumlah mol (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)\text{150 reaksi} \times (1/2n)$$

$$0,02924825 \times 150(1/2) = 2,1936185 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C}_12\text{H}_{22}\text{O}_11\text{) terbentuk} = 2,1936185 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|---|
| 4,17832097 | 0,029248247 | 4,149072724 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| 29157,0327 | 2,19361851 | 29154,83905 | H ₂ O |
| | 2,19361851 | 2,19361851 | C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ |

Menghitung massa cellobiose dalam reaktor prehidrolisa

Massa cellobiose yang terbentuk

Kmol cellobiose yang terbentuk x BM cellobiose

$$2,19361851 \text{ Kmol} \times 342 \text{ Kg/kmol} = 750 \text{ Kg}$$

Massa cellobiose sisa

Kmol cellobiose sisa x BM cellobiose

$$2,19361851 \text{ Kmol} \times 342 \text{ Kg/Kmol} = 750 \text{ Kg}$$

Konversi sellulose total adalah 8.4%, sehingga massa sellulose sisa adalah :

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₅₀ mula-mula x (100%-8.4%)

$$4,17832097 \text{ Kmol} \times 91,6 = 3,827342 \text{ Kmol}$$

Massa sellulose sisa :

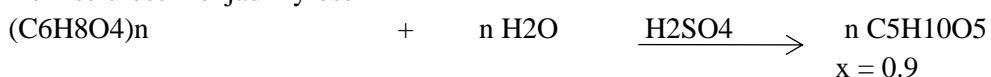
Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₅₀ yang sudah terkonversi x BM

(C₆H₁₀O₅) x n

$$3,82734201 \text{ Kmol} \times 162 \text{ Kg/Kkmol} \times 150 \\ = 93004,41082 \text{ Kg}$$

2. Reaksi Hemiselulose

A. Hemiselulose menjadi xylose



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|---|
| CC0 | CC0 X0 | CC0-CC0X0 | C ₅ H ₈ O ₄ |
| CB0 | CC0 X0 (n) | CB0-CC0X0(n) | H ₂ O |
| | CC0 X0 (n) | CC0X0(n) | C ₅ H ₁₀ O ₅ |

ket; CC0 : mol (C₅H₈O₄) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X0 : konversi 90%

n : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ mula-mula:

$$\text{mol hemiselulose (C}_5\text{H}_8\text{O}_4\text{)} = \frac{\text{Massa (C}_5\text{H}_8\text{O}_4\text{)}}{\text{BM (C}_5\text{H}_8\text{O}_4\text{)} \times n} \\ = \frac{76954}{132 \times 150} \\ = 3,886560384 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ reaksi :

(Kmol hemiselulose mula mula) x X0

$$3,88656038 \text{ Kmol} \times 0,9 = 3,497904346 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ sisa :

(Kmol hemiselulose mula-mula) - (Kmol hemiselulose reaksi)

$$3,978 \text{ Kmol} - 3,497904346 = 0,388656038 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) mula-mula:

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}} \\ = \frac{524826,6}{18} \\ = 29157,03267 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) reaksi :

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ reaksi x (n)

$$3,498 \text{ Kmol} \times 150 = 524,6856519 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) sisa :

(Kmol H₂O mula-mula) - (Kmol H₂O reaksi)

$$29157,0327 \text{ Kmol} - 524,6856519 \text{ Kmol} = 28632,347 \text{ Kmol}$$

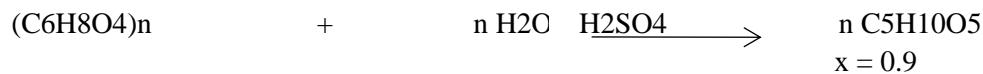
Jumlah mol (C₅H₁₀O₅) terbentuk :

Jumlah mol (C₆H₁₂O₆) 150 reaksi x (n)

$$3,498 \text{ Kmol} \times 150 = 524,6856519 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₁₀O₅) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C₅H₁₀O₄) terbentuk} = 524,68565 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|---|
| 3,88656038 | 3,497904346 | 0,388656038 | C ₆ H ₈ O ₄ |
| 29157,0327 | 524,6856519 | 28632,34702 | H ₂ O |
| | 524,6856519 | 524,6856519 | C ₅ H ₁₀ O ₅ |

Menghitung massa xylose dalam reaktor prehidrolisa

Massa xylose yang terbentuk

Kmol xylose yang terbentuk x BM xylose

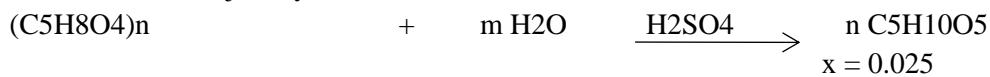
$$524,685652 \text{ Kmol} \times 150 \text{ Kg/kmol} = 78702,8478$$

Massa xylose sisa

Kmol xylose sisa x BM xylose

$$524,685652 \text{ Kmol} \times 150 \text{ Kg/Kmol} = 78702,8478 \text{ Kg}$$

B. Hemiselulose menjadi xylose



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|---|
| CC0 | CC0 X1 | CC0-CC0X1 | C ₅ H ₈ O ₄ |
| CB0 | CC0 X1 (m) | CB0-CC0X1(m) | H ₂ O |
| | CC0 X1 (m) | CC0X0(n) | C ₅ H ₁₀ O ₅ |

CC0 : mol (C₅H₈O₄) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X1 : konversi 2.5%

m : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₅H₈O₄) 150 mula-mula:

$$\text{mol hemiselulose (C₅H₈O₄)} = \frac{\text{Massa (C₅H₈O₄)}}{\text{BM (C₅H₈O₄)} \times n} \\ = \frac{76954}{132 \times 150} \\ = 3,886560384 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄) 150 reaksi :

(Kmol hemiselulose mula mula) x X1

$$3,886560384 \text{ Kmol} \times 0,025 = 0,097164 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄)150 sisa :

(Kmol hemiselulose mula-mula) - (Kmol hemiselulose reaksi)

$$1.691919 \text{ Kmol} - 0.042298 = 3,789396375 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}} \\ &= \frac{524826,59}{18} \\ &= 29157,03267 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (H₂O) reaksi :

Jumlah mol (C₅H₈O₄)150 reaksi x (m)

$$0.042298 \text{ Kmol} \times 150 = 14,57460144 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) sisa :

(Kmol H₂O mula-mula) - (Kmol H₂O reaksi)

$$29157,03267 - 14,57460144 = 29142,4581 \text{ Kmol}$$

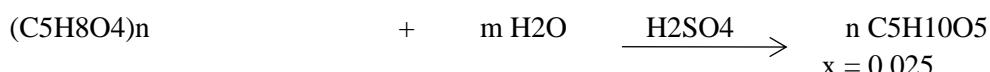
Jumlah mol (C₅H₁₀O₅) terbentuk :

Jumlah mol (C₅H₈O₄)150 reaksi x (m)

$$0.042298 \text{ Kmol} \times 150 = 14,57460144 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₁₀O₅) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5\text{) terbentuk} = 14,5746014 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|---|
| 3,88656038 | 0,09716401 | 3,789396375 | C ₅ H ₈ O ₄ |
| 29157,0327 | 14,57460144 | 29142,45807 | H ₂ O |
| | 14,57460144 | 14,57460144 | C ₅ H ₁₀ O ₅ |

Menghitung massa xylose ologomer dalam reaktor prehidrolisa

Massa xylose oligomer yang terbentuk

Kmol xylose oligomeryang terbentuk x BM xylose

$$14,57460144 \text{ Kmol} \times 150 \text{ Kg/kmol} = 2186 \text{ Kg}$$

Massa xylose oligomer sisa

Kmol xylose sisa x BM xylose

$$14,57460144 \text{ Kmol} \times 150 \text{ Kg/Kmol} = 2186 \text{ Kg}$$

Konversi hemisellulose total adalah 97,5%, sehingga massa hemisellulose sisa adalah :

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ mula-mula x (100%-97,5%)

$$4 \text{ Kmol} \times 5,00\% = 0,09716401 \text{ Kmol}$$

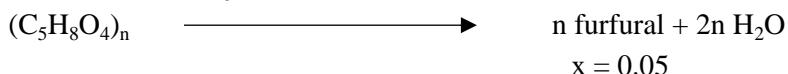
Massa sellulose sisa :

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ yang sudah terkonversi x BM

(C₆H₁₀O₅) x n

$$0,09716401 \text{ Kmol} \times 132 \text{ Kg/Kkmol} \times 150 \\ = 1923,84739 \text{ Kg}$$

C. Hemiselulose menjadi furfural



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|---|
| CC0 | CC0 X1 | CC0-CC0X1 | C ₅ H ₈ O ₄ |
| CB0 | CC0 X1 (m) | CB0-CC0X1(m) | H ₂ O |
| | CC0 X1 (m) | CC0X0(n) | C ₅ H ₁₀ O ₅ |

CC0 : mol (C₅H₈O₄) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X1 : konversi 5%

m : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ mula-mula:

$$\text{mol hemiselulose (C}_5\text{H}_8\text{O}_4) = \frac{\text{Massa (C}_5\text{H}_8\text{O}_4)}{\text{BM (C}_5\text{H}_8\text{O}_4) \times n} \\ = \frac{76954}{132 \times 150} \\ = 3,886560384 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ reaksi :

(Kmol hemiselulose mula mula) x X1

$$3,88656038 \text{ Kmol} \times 0,05 = 0,194328019 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C₅H₈O₄)₁₅₀ sisa :

(Kmol hemiselulose mula-mula) - (Kmol hemiselulose reaksi)

$$1,691919 \text{ Kmol} - 0,042298 = 3,692232365 \text{ Kmol}$$

$$\text{Jumlah mol (H}_2\text{O) terbentuk: } 2 \times \text{mol C}_5\text{H}_8\text{O}_4 \text{ bereaksi} \times (n) \\ = 58,3 \text{ kmol}$$

$$\text{Berat H}_2\text{O terbentuk} = 1049 \text{ kg}$$

$$\text{Jumlah mol furfural terbentuk} = 0,19 \times 150 \\ = 29,1 \text{ kmol}$$

$$\text{berat furfural terbentuk} = 2798 \text{ kg}$$

3. Reaksi Lignin

A. Lignin menjadi soluble lignin



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|-----------|--------------|
| CC0 | CL0 X0 | CL0-CL0X0 | C10H13.9O1.3 |
| | Cl0 X0 (n) | CL0X0(n) | C10H13.9O1.3 |

CL0 : mol (C10H13.9O1.3) mula-mula

CB0 : mol H2O mula-mula

X0 : konversi 5%

n : 1600

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C10H13.9O1.3)1600 mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{mol lignin (C10H13.9O1.3)} &= \frac{\text{Massa (C10H13.9O1.3)}}{\text{BM (C10H13.9O1.3) } \times n} \\ &= \frac{46861}{155 \times 1600} \\ &= 0,188957567 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (C10H13.9O1.3)1600 reaksi :

(Kmol lignin mula mula) x X0

$$0,188957567 \text{ Kmol} \times 0,05 = 0,0094479 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C10H13.9O1.3)1600 sisa :

(Kmol lignin mula-mula) - (Kmol lignin rekasi)

$$0,082258 \text{ Kmol} - 0,004113 = 0,179509689 \text{ Kmol}$$

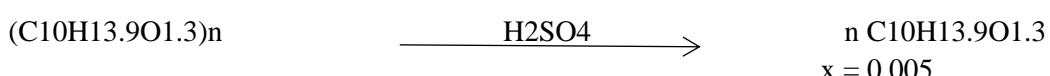
Jumlah mol (C10H13.9O1.3) terbentuk :

Jumlah mol (C10H13.9O1.3)1600 reaksi x (n)

$$0,009447878 \text{ Kmol} \times 1600 = 15,1166054 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C5H10O5) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C5H10O5) terbentuk} = 15,1166054 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|-------------|-------------|----------|
| 0,18895757 | 0,009447878 | 0,179509689 | C5H8O4 |
| | 15,1166054 | 15,1166054 | C5H10O5 |

Menghitung massa soluble lignin dalam reaktor prehidrolisa

Massa soluble lignin yang terbentuk

Kmol soluble lignin yang terbentuk x BM lignin

$$15,1166054 \text{ Kmol} \times 155 \text{ Kg/kmol} = 2343 \text{ Kg}$$

Konversi soluble total adalah 5%, sehingga massa lignin

sisa adalah :

Jumlah mol lignin mula-mula x (100%-5%)

$$0,0823 \text{ Kmol} \times 95,00\% = 0,17950969 \text{ Kmol}$$

Massa lignin sisa :

Jumlah mol lignin yang sudah terkonversi x BM
lignin x n

$$0,179509689 \text{ Kmol} \times 155 \text{ Kg/Kmol} \times 1600 \\ = 44518,40289 \text{ Kg}$$

Jumlah mol H₂O sisa :

Jumlah mol mula-mula - mula H₂O sebelum bereaksi -

(mol H₂O bereaksi pada reaksi 1+2+3+4+5)

$$29157,03 \text{ Kmol} - (19,09877 + 1,909877 + 0,954938 + 228,4091 + 6,344692) = \\ 589,71 \text{ Kmol} \quad r \quad 58,29841 \text{ kmol h}_2\text{o terbentuk} \\ 28626 \text{ kmol} \quad s \quad 515261,12$$

Massa air sisa :

Kmol H₂O yang bereaksi x BM air

$$589,71 \text{ Kg} \times 18 \text{ Kg/Kmol} = 10614,843 \text{ Kg}$$

Tabel A.9 Hasil perhitungan Neraca komponen berdasarkan reaksi yang terjadi

| Komponen | mula-mula | | Reaksi | | Sisa/Produk | |
|--------------|------------|----------|--------|-------------|-------------|-------------|
| | Massa (Kg) | Mol | Mol | Massa (Kg) | Mol | Massa (Kg) |
| selulose | 101533,2 | 4,18 | 0,3 | 7107,323971 | 3,827342 | 93004,41082 |
| glukose | | | 43,9 | 7897,026634 | 43,87237 | 7897,026634 |
| G. oligomer | | | 4,39 | 789,7026634 | 4,387237 | 789,7026634 |
| Cellobiose | | | 2,19 | 750,2175303 | 2,1936185 | 750,2175303 |
| Hemisellulos | 76954 | 3,89 | 3,5 | 69258,50605 | 0,10 | 1924 |
| Xylose | | | 525 | 78702,84779 | 524,68565 | 78702,84779 |
| X.Oligomer | | | 14,6 | 2186,190216 | 14,574601 | 2186,190216 |
| Lignin | 46861 | 0,19 | 0,01 | 2343,073837 | 0,1795097 | 44518 |
| S. Lignin | | | 15 | 2343,073837 | 15,116605 | 2343,073837 |
| Air | 522144 | 29157,03 | 590 | 10560,59565 | 28626 | 515261 |

Tabel A.10. Komponen yang tersisa dan menjadi produk reaksi

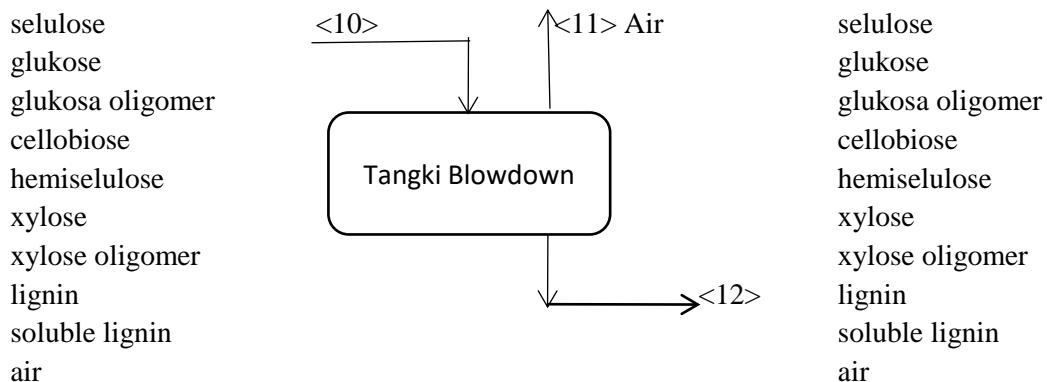
| Komponen | Sisa/Produk | |
|---------------|-------------|-------------|
| | Mol | Massa (Kg) |
| selulose | 3,83 | 93004 |
| glukose | 43,9 | 7897,026634 |
| G. oligomer | 4,39 | 790 |
| Cellobiose | 2,19 | 750,2175303 |
| Hemisellulose | 0,1 | 1924 |
| Xylose | 525 | 78702,84779 |
| X.Oligomer | 14,6 | 2186,190216 |
| Lignin | 0,18 | 44518 |
| S. Lignin | 15,1 | 2343,073837 |
| Air | 590 | 515261,12 |

Tabel A.11. Neraca Massa Reaktor Prehidrolisis

| | |
|-------------|--------------|
| Bahan Masuk | Bahan Keluar |
|-------------|--------------|

| Komponen | Massa | Komponen | Massa (Kg) |
|------------|------------|--------------|-------------|
| Aliran <4> | | Aliran <10> | |
| C6H10O5 | 101533,2 | selulose | 93004 |
| C5H8O4 | 76953,90 | glukose | 7897 |
| lignin | 46861,48 | G. oligomer | 790 |
| Ash | 4364,55 | Cellobiose | 750 |
| Aliran <7> | | Hemiselulose | 1924 |
| H2SO4 | 11170,69 | Xylose | 78702,84779 |
| Aliran <6> | | X.Oligomer | 2186,190216 |
| air | 514106,642 | Lignin | 44518 |
| Aliran <5> | | S. Lignin | 2343,073837 |
| LP Steam | 3573,31522 | Air | 515261,12 |
| Aliran <9> | | Other | 4364,55 |
| HP Steam | 7146,63044 | H2SO4 | 11170,69 |
| | | Furfural | 2798,323477 |
| Total | 765710 | Total | 765710 |

5. Tangki Blowdown (F-117)



Fungsi : untuk menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor prehidrolisa sampai dengan tekanan atmosfir 1 atm dalam literatur disebutkan bahwa setelah waktu tinggal selama 15 menit, hidrolisat slurry dengan padatan tank larut sebesar 21% dialirkan ke pneumapress filter. (A. Aden et all, 2002; 23)

Neraca massa total

$$m_{10} = m_{11} + m_{12}$$

Dimana :

m_{10} = massa aliran <10>, yaitu massa bahan yang masuk

m_{11} = massa aliran <11>, yaitu massa produk yang keluar dari keatas dan dialirkan ke waste water

bawah tangki blowdown

m_{12} = massa aliran <12>, yaitu massa produk yang menguap tangki blowdown dari reaktor prehidrolisa

Menghitung

massa aliran <10> = m_{10}

massa aliran <10> = m_{10} sudah diketahui, yaitu massa produk

yang keluar dari reaktor prehidrolisa

Tabel A.12 massa bahan masuk tangki blowdown

| Komponen | Massa (Kg) |
|--------------------------------|---------------|
| selulose | 93004 |
| glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 |
| X.Oligomer | 2186,190216 |
| Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 |
| Air | 515261,12 |
| Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 |
| Furfural | 2798,323477 |
| Total | 765710 |

massa aliran <12>

diketahui = massa komponen padatan dalam aliran <12>, yaitu selulose, hemiselulose, lignin, ash

massa komponen padatan = 143811 Kg

Dari literatur disebutkan bahwa konsentrasi padatan pada produk sebesar 21% sehingga

massa padatan = 143811

$$\begin{aligned} \text{massa larutan} &= (\text{massa padatan}/0.21) \times 0.79 \\ &= (143811/0.21) \times 0,79 \\ &= 541004 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa produk slurry = massa padatan + massa larutan

$$\begin{aligned} &= 62605 \text{ kg} + 235513 \\ &= 684815 \text{ kg} \end{aligned}$$

massa aliran <10> = (m10)

Diketahui : m10= 765710 kg

$$\text{m12}= 684815$$

massa aliran <11> = (m11) dapat dihitung menggunakan persamaan neraca massa : m13 = m14+m15

m1 = m10-m12

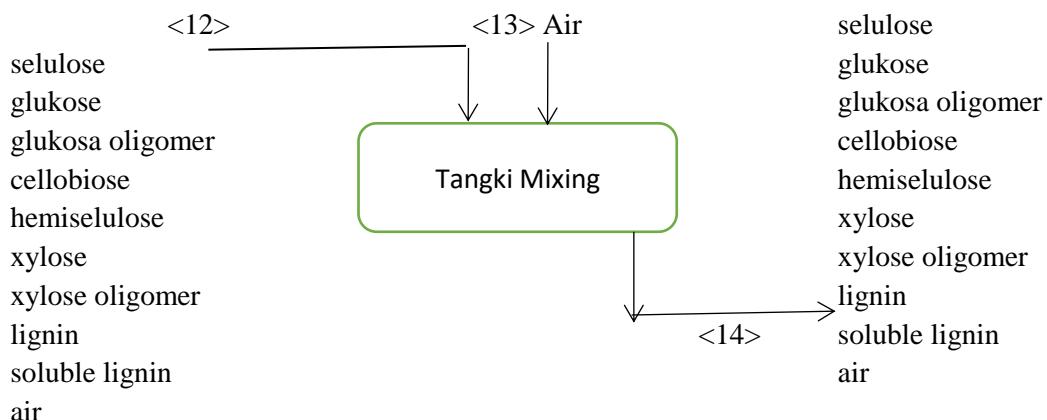
$$\begin{aligned} &= 765710 - 684815 && 1706,9773 \\ &= 79188 \text{ kg} \end{aligned}$$

jadi massa air yang menguap sebesar : 79188 kg

Tabel A.13 Neraca Massa Tangki Blowdown

| Bahan Masuk | | Bahan keluar | |
|--------------------------------|-------------|--------------------------------|------------|
| Komponen | Massa (Kg) | komponen | Massa (kg) |
| Aliran <10> | | Aliran <12> | |
| selulose | 93004 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897 | glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 | Xylose | 78702,85 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | X.Oligomer | 2186,19 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 | S. Lignin | 2343,074 |
| Air | 515261,12 | Air | 436073 |
| Other | 4364,55 | Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | H ₂ SO ₄ | 11171 |
| furfural | 2798,323477 | Furfural | 1091 |
| | | aliran <11> | |
| | | Air | 79188 |
| | | Furfural | 1706,977 |
| Total | 765710 | Total | 765710 |

6. Tangki Mixing (M-119)



Fungsi : untuk menurunkan konsentrasi padatan 30% menjadi 10% dengan penambahan air agar menjadi slurry dan dapat dipompa menuju pressure filter

Neraca Massa Total

$$m_{14} = m_{12} + m_{13}$$

Dimana

m_{12} : massa aliran <12>, yaitu massa masuk tangki mixing dari produk bawah tangki blowdown

m_{13} : massa aliran <13>, yaitu massa air yang ditambahkan untuk mengencerkan larutan didalam tangki mixing

m_{14} : massa aliran <14>, yaitu massa bahan yang menjadi produk dari tangki mixing (m_{14}) dan akan dipompa menuju pressure filter (H-) untuk dipisahkan antara padatan dengan slurry

Menghitung massa tiap aliran
massa aliran $<12>$ = (m_{12})
massa aliran bahan yang masuk tangki mixing (D-) sama dengan
massa produk slurry yang keluar dari tangki blowdown (D-)

Tabel A.13 Komponen Bahan Masuk Tangki Mixing

| Bahan Masuk | |
|--------------------------------|-------------|
| komponen | Massa (kg) |
| Aliran $<12>$ | |
| selulose | 93004 |
| glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 |
| X.Oligomer | 2186,190216 |
| Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 |
| Air | 436072,98 |
| Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 |
| Furfural | 1091 |
| Total | 684815 |

Diketahui : massa total bahan masuk (m_{12}) = 684815
massa padatan (m_{11}) = 143811

Massa aliran $<13>$ = (m_{13})
dengan menggunakan data yang telah diketahui massa padatan
dari padatan yang masuk sebesar 21%
Karena konsentrasi padatan pada bahan baku sebesar 21%, maka
konsentrasi larutan sebesar 79% dan untuk menaikkan konsentrasi
larutan sampai 10% diperlukan air sebagai pelarut, sehingga
perhitungan air dapat dihitung

Massa total bahan masuk (m_{12}) = 684815
Massa padatan (m_{11}) = 143811
Massa total larutan slurry dengan konsentrasi padatan 10% =
(massa padatan (m_{13}) / 0.1)
(61826 / 0.1) = 1438112,1 kg
massa slurry (padatan 10%)-massa bahan baku masuk (m_{12})
618260-294410 = 753297 kg

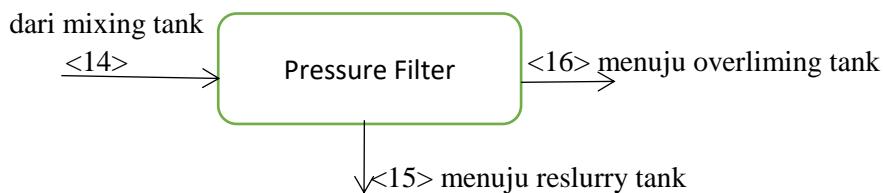
Massa aliran $<14>$ = (m_{14})
Massa aliran $<14>$ = (m_{14}) sama dengan massa total larutan
(slurry) dengan konsentrasi padatan 10% :
jadi, massa aliran $<14>$ = (m_{14}) = 1438112,1 kg

Tabel A.14 Neraca Massa Tangki Mixing

| Bahan masuk | Bahan keluar |
|-------------|--------------|
|-------------|--------------|

| komponen | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
|--------------------------------|------------|--------------------------------|------------|
| Aliran <12> | | aliran <14> | |
| selulose | 93004 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897 | glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 750 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,848 | Xylose | 78702,848 |
| X.Oligomer | 2186,1902 | X.Oligomer | 2186,1902 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,0738 | S. Lignin | 2343,0738 |
| Air | 436073 | Air | 1189370 |
| Other | 4364,55 | Other | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | H ₂ SO ₄ | 11171 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 1091 |
| aliran <13> | | | |
| Air | 753297 | | |
| Total | 1438112 | Total | 1438112 |

7. Pressure filter (H-122)



Fungsi : untuk memisahkan larutan dengan padatan seka ligus mencuci padatan dari asam yang mengandung racun.

Asumsi:

$C_6H_{12}O_6$ yang terikut cake sebesar 2%

Glukosa oligomer yang terikut cake sebesar 2%

$C_5H_{10}O_5$ yang terikut cake sebesar 2%

Xylosa oligomer yang terikut cake sebesar 2%

Soluble lignin yang terikut cake sebesar 2%

Furfural yang terikut cake sebesar 2%

$C_{11}H_{22}O_{11}$ yang terikut cake sebesar 2%

H_2O yang terikut cake sebesar 2%

H_2SO_4 yang terikut cake sebesar 2%

Tabel A.15 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-114)

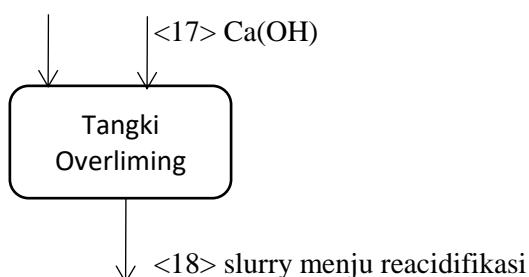
| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------|------------|---------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |

| Aliran <14> | | Aliran <15> | |
|--------------------------------|--------------------------------|--------------------------------|-------------|
| selulose | 93004 | selulose | 93004 |
| glukose | 7897 | glukose | 157,9405327 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 15,79405327 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 15,00435061 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78702,84779 | Xylose | 1574,056956 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | X.Oligomer | 43,72380433 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,073837 | S. Lignin | 46,86147673 |
| Air | 1189369,79 | Air | 23787,39588 |
| Ash | 4364,55 | Ash | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | H ₂ SO ₄ | 223,4138973 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 21,82692312 |
| | sub total | 169697 | |
| Aliran <16> | | | |
| | glukose | 7739 | |
| | G. Oligomer | 774 | |
| | <i>Soluble lignin</i> | 2296,21236 | |
| | Xylose | 77128,79083 | |
| | X. Oligomer | 2142,466412 | |
| | H ₂ O | 1165582,40 | |
| | H ₂ SO ₄ | 10947 | |
| | cellobiose | 735 | |
| | Furfural | 1070 | |
| | sub total | 1268415 | |
| Total | 1438112 | total | 1438112 |

8. Tangki Overliming (R-123)

<16> Slurry
dari Pressure

Filter



Fungsi : untuk menetralkan asam yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime), sehingga pH larutan naik menjadi 10

Kapur yang ditambahkan padatangki overliming sebesar 0.9% dari massa bahan masuk (A. Aden at all,2002; 24)

Didalam tangki overliming terjadi reaksi antara H₂SO₄ dengan Ca(OH)₂ sehingga menghasilkan kristal gypsum

Dimana waktu tinggal untuk proses overliming selama

1 jam (A. Aden at all,2002; 24)

| | |
|---|-------------|
| BM H ₂ S04 | 98 Kg/Kmol |
| BM CaSO ₄ .2H ₂ O | 172 Kg/Kmol |
| BM Ca(OH) ₂ | 74 Kg/Kmol |

Neraca Massa Total

$$m_{120} + m_{21} = m_{22}$$

Dimana

m₁₆ ; massa aliran <15>, yaitu massa bahan masuk tangki overliming diperoleh dari produk pressure filter yang berupa larutan

m₁₇ : massa aliran <17>, yaitu massa kapur yang ditambahkan untuk menaikkan pH sampai 10

m₁₈ : massa aliran <18>, yaitu massa dari produk yang dihasilkan oleh tangki overliming

Menghitung massa tiap aliran

$$\text{Massa aliran } <16> = (m_{15})$$

Massa aliran <17> diketahui pada perhitungan neraca massa alat dari produk pressure filter yang berupa slurry

Tabel A.16 Komponen yang Masuk Tangki Overliming

| Bahan Masuk | |
|--------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) |
| aliran <16> | |
| glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 774 |
| Soluble | 2296 |
| Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 |
| H ₂ SO ₄ | 10947 |
| cellobiose | 735 |
| Furfural | 1070 |
| total | 1268415 |

$$\text{Massa aliran } <18> = (m_{18})$$

Dari literatur disebutkan bahwa dengan menambahkan Ca(OH)₂ sebesar 0.9% dari massa total yang masuk sehingga (m₂₁) dapat dihitung

Diketahui

$$\text{Bahan Masuk} \quad 1268415 \text{ Kg}$$

Massa total Ca(OH)₂ yang ditambahkan

$$0.009 \times \text{massa bahan masuk} = 0.009 \times 1268415 \text{ Kg}$$
$$= 11416 \text{ Kg}$$

$$\text{Massa aliran } <18> = (m_{18})$$

Karena m₁₅ dan m₁₇ telah diketahui, maka m₁₈ dapat dihitung dengan persamaan neraca massa total :

$$m_{15} + m_{17} = m_{18}$$

$$m_{18} = m_{15} + m_{17}$$

$$= 552173 \text{ Kg} + 4970 \text{ Kg}$$

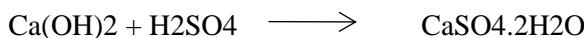
$$= 1279831 \text{ Kg}$$

Jadi produk yang keluar dari tangki overliming sebesar 557143 Kg.

Reaksi pembentukan gypsum yang terjadi

Kapur yang bereaksi dengan Asam Sulfat menghasilkan Gypsum

Reaksi



| Mula -mula | Reaksi | Sisa | Komponen |
|------------|--------|-----------|------------|
| Ca0 | Cb0 | Ca0 - Cb0 | Ca(OH)2 |
| Cb0 | Cb0 | Cb0 - Cb0 | H2SO4 |
| | Cb0 | Cb0 | CaSO4.2H2O |

Menghitung mol reaksi

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol mula-mula Ca(OH)}_2 &= \frac{\text{massa Ca(OH)}_2}{\text{BM Ca(OH)}_2} \\ &= \frac{11416 \text{ kg}}{74 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 154,3 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \frac{\text{massa H}_2\text{SO}_4}{\text{BM H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{10947}{98 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 111,7 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 111,7 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Kmol Ca(OH)}_2 \text{ mula} - \\ &\quad \text{Kmol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \\ &= 42,6 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 111,7 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \text{ mula} - \text{Kmol} \\ &\quad \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 111,7 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Jumlah mol} \\ &\quad \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \\ &= 111,7 \text{ Kmol} \end{aligned}$$



| Mula -mula | Reaksi | Sisa | Komponen |
|------------|--------|-------|------------|
| 154,3 | 111,7 | 42,6 | Ca(OH)2 |
| 111,7 | 111,7 | 0 | H2SO4 |
| | 111,7 | 111,7 | CaSO4.2H2O |

Menghitung massa setelah reaksi

Massa CaSO₄.2H₂O terbentuk = 50.4 Kmol x BM

CaSO₄.2H₂O

19213,5952 Kg

Massa Ca(OH)₂ sisa = 9.7 Kmol x BM Ca(OH)₂

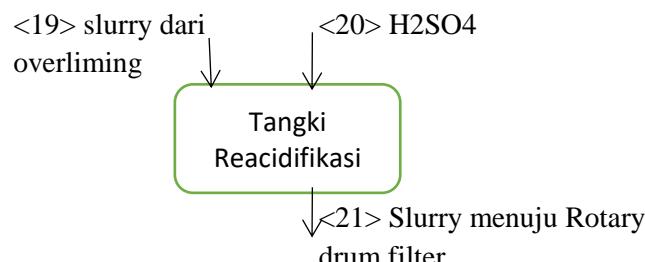
3149,41968 Kg

Massa H₂SO₄ sisa = 0 Kg

Tabel A.17 Neraca Massa Tangki Overliming

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran <16> | | aliran <18> | |
| glukose | 7739,1 | glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 773,9 | G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296,2 | Soluble lignin | 2296 |
| Xylose | 77128,8 | Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142,5 | X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 | H ₂ O | 1165582,4 |
| H ₂ SO ₄ | 10947,3 | H ₂ SO ₄ | 0 |
| cellobiose | 735,2 | cellobiose | 735 |
| Furfural | 1069,5 | Furfural | 1069,52 |
| | | CaSO ₄ .2H ₂ O | 19213,60 |
| Aliran <17> | | Ca(OH) ₂ | 3149,42 |
| Ca(OH) ₂ | 11415,7 | | |
| Total | 1279831 | Total | 1279831 |

10. Tangki Reacidification (R-125)



Fungsi : untuk menurunkan pH sampai 4.5, dimana pH yang sesuai untuk proses fermentasi dan untuk mengikat Ca(OH)₂ berlebih dari reaksi overliming pertama

Penambahan H₂SO₄ berfungsi untuk penurunan Ph 10 menjadi Ph 4,5 yang merupakan nilai pH yang sesuai untuk fermentasi

(A. Aden et al,2002; 24)

Waktu tinggal selama 4jam, agar terbentuk kristal-kristal gypsum yang dapat dipisahkan menggunakan

Hydrocyclone dan Rotary Drum Filter

(A. Aden et al,2002; 24)

Dasar Perhitungan

Kmol H₂SO₄ yang ditambahkan = kmol CA(OH)₂ sisa reaksi overliming, jadi kmol H₂SO₄ yang ditambahkan
43 kmol

ρ H₂SO₄ 98% = 1.906 Kg/L (Dowex Ion Exchange Resins, hal 81)

Neraca Massa Total

$$m_{19} = m_{20} + m_{21}$$

Dimana

m₁₉ : massa aliran <19>, yaitu massa bahan masuk

tangki reacidifikasi yang merupakan produk dari proses yang terjadi di dalam tangki overliming

m₂₀ : massa aliran <20>, yaitu massa asam (H₂SO₄) yang dibutuhkan untuk menurunkan pH sampai 4.5

m₂₁ : massa aliran <21>, yaitu massa produk dari tangki reacidifikasi

Menghitung massa tiap aliran

Massa aliran <19> = (m₁₉)

massa bahan yang masuk ke tangki reacidifikasi dapat

diketahui dari massa produk dari tangki overliming, jadi massa aliran <19> = (m₁₉) sebesar 557143 Kg

Tabel A.19 Komponen bahan masuk tangki Reacidifikasi dari Tangki Overliming

| Bahan Masuk | |
|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) |
| aliran <19> | |
| glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296,2 |
| Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582,4 |
| H ₂ SO ₄ | 0 |
| cellobiose | 735 |
| Furfural | 1069,52 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 19213,60 |
| Ca(OH) ₂ | 3149,42 |
| Total | 1279831 |

Massa aliran <20> = (m₂₀)

Diketahui :

Jumlah mol H₂SO₄ yang dibutuhkan sebesar

m₂₀ = Kmol H₂SO₄ X BM H₂SO₄

$$= 18,5 \text{ Kmol} \times 98 \text{ Kg/Kmol}$$

$$= 4171 \text{ Kg}$$

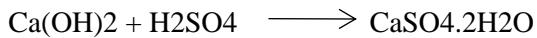
Jadi H₂SO₄ yang ditambahkan kedalam tangki reacidifikasi

sebesar 4171 Kg

Massa aliran <21> = (m21)
setelah (m19) dan (m20) diketahui, maka (m21) juga
dapat diketahui dengan dihitung menggunakan persamaan
neraca massa total
 $m_{19} + m_{20} = m_{21}$
 $m_{21} = m_{19} + m_{20}$
= 557143 Kg + 1816 Kg
= 1284001 Kg

Jadi produk yang dihasilkan oleh tangki reacidifikasi
sebesar 1284001 Kg

Reaks yang terjadi dalam tangki reacidifikasi
Reaksi pembentukan gypsum
Reaksi



| Mula -mula | Reaksi | Sisa | Komponen |
|------------|--------|-----------|------------|
| Ca0 | Cb0 | Ca0 - Cb0 | Ca(OH)2 |
| Cb0 | Cb0 | Cb0 - Cb0 | H2SO4 |
| | Cb0 | Cb0 | CaSO4.2H2O |

Menghitung mol reaksi

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol mula-mula Ca(OH)2} &= \frac{\text{massa Ca(OH)2}}{\text{BM Ca(OH)2}} \\ &= \frac{3149,42}{74 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol Ca(OH)2 bereaksi} &= \frac{\text{massa H}_2\text{SO}_4}{\text{BM H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{4171}{98 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol Ca(OH)2 bereaksi} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

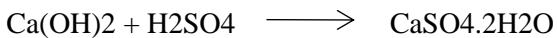
$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol Ca(OH)2 sisa} &= \text{Kmol Ca(OH)2 mula2} - \text{Kmol Ca(OH)2 bereaksi} \\ &= 0,0 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \text{ mula2} - \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{Jumlah mol} \\ &\quad \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O terbentuk} \\ &= 42,6 \text{ Kmol}\end{aligned}$$



| Mula -mula | Reaksi | Sisa | Komponen |
|------------|--------|------|--------------------------------------|
| 42,6 | 42,6 | 0,0 | Ca(OH) ₂ |
| 42,6 | 42,6 | 0 | H ₂ SO ₄ |
| | 42,6 | 42,6 | CaSO ₄ .2H ₂ O |

Menghitung massa setelah reaksi

Massa CaSO₄.2H₂O terbentuk = 18,5 Kmol x BM

$$\begin{aligned} &\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \\ &7320,27278 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Massa Ca(OH)₂ sisa = 0 Kg

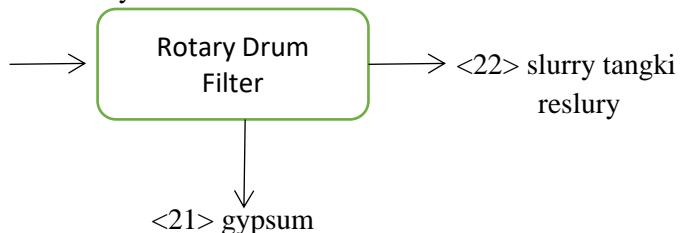
Massa H₂SO₄ sisa = 0 Kg

Tabel A.20 Neraca Masuk Tangki Reacidifikasi

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran <18> | | aliran <20> | |
| glukose | 7739 | glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 774 | G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296 | Soluble lignin | 2296 |
| Xylose | 77129 | Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142 | X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 | H ₂ O | 1165582,4 |
| H ₂ SO ₄ | 0 | H ₂ SO ₄ | 0 |
| cellobiose | 735 | cellobiose | 735 |
| Furfural | 1070 | Furfural | 1069,52 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 19214 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 26533,9 |
| Ca(OH) ₂ | 3149 | Ca(OH) ₂ | 0,00 |
| Aliran <19> | | | |
| H ₂ SO ₄ | 4171 | | |
| Total | 1284001 | Total | 1284001 |

11. Rotary Drum Filter (H-127)

<20> slurry dari reacidifikasi



Fungsi : memisahkan kristal-kristal gypsum dari larutan sehingga gypsum terpisah hingga 99.5%

dengan penyaringan menggunakan Hydrocyclone dan RDF yang tersusun secara seridapat menghilangkan 99.5% gypsum. Dengan perbandingan 80% padatan dan 20% larutan (A. Aden et al, 2002;24)

Neraca Massa Total

$$m_{21} = m_{22} + m_{23}$$

Dimana

m_{21} : massa aliran <21>, yaitu massa bahan baku yang masuk RDF yang merupakan produk dari tangki Reacidifikasi

m_{22} : massa aliran <22> yaitu massa gypsum yang terpisahkan dan akan dialirkan ke tempat penyimpanan gypsum

m_{23} ; massa aliran <23>, yaitu massa produk larutan hasil pemisahan

Menghitung masa tiap aliran

$$\text{massa aliran } <21> = (m_{21})$$

massa aliran <21> diketahui dari massa produk yang dihasilkan dari tangki Reacidifikasi

Tabel A.21 Komponen Bahan masuk Rotary Drum Filter

| Bahan Masuk | |
|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) |
| aliran <21> | |
| glukose | 7739 |
| G. Oligomer | 774 |
| Soluble lignin | 2296 |
| Xylose | 77129 |
| X. Oligomer | 2142 |
| H ₂ O | 1165582 |
| cellobiose | 735 |
| Furfural | 1070 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 26534 |
| Total | 1284001 |

$$\text{Massa aliran } <22> = (m_{22})$$

dari literatur telah disebutkan bahwa gypsum yang tersaring sebesar 99.5%. Dengan perbandingan larutan yang keluar bersama gypsum yaitu 80:20

Diketahui

$$\text{Massa gypsum masuk} = \quad 26534 \text{ Kg}$$

Massa gypsum yang tersaring yaitu 99.5% dari gypsum yang masuk.

$$\begin{aligned}\text{Massa gypsum yang tersaring} &= 0.995 \times 10377 \\ &= \quad 26401 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Perbandingan massa gypsum dengan larutan = 80 : 20

$$\text{Massa larutan} = (\text{massa gypsum}/0.8) \times 0.2$$

$$\begin{aligned}&= (11551/0.8) \times 0.2 \\ &= \quad 6633 \text{ Kg}\end{aligned}$$

$$m_{23} = \text{massa padatan (gypsum)} + \text{massa larutan}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10325 \text{ kg} + 2594 \text{ Kg} \\
 &= 33035 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Massa aliran <23> = (m23)

Massa aliran <21> dan massa aliran <21> sudah diketahui, sehingga massa aliran <23> dapat diketahui melalui persamaan neraca massa total

$$m_{21} = m_{22} + m_{23}$$

$$m_{26} = m_{24} - m_{25}$$

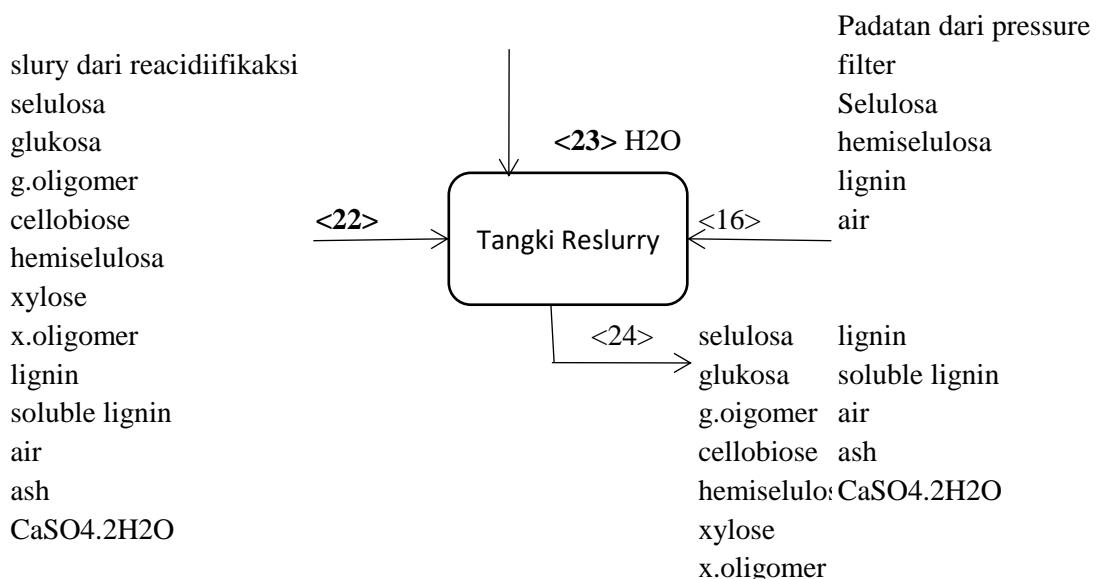
$$\begin{aligned}
 &= 501648 \text{ Kg} - 12919 \text{ Kg} \\
 &= 1250967 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Jadi, produk dari rotary drum filter yang berupa larutan sebesar 1250967 Kg

Tabel 22 Neraca Massa Rotary Drum Filter

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (kg) |
| aliran <20> | | aliran <21> | |
| glukose | 7739 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 26401 |
| G. Oligomer | 774 | Air | 6633 |
| Soluble lignin | 2296 | Aliran <22> | |
| Xylose | 77129 | glukose | 7739 |
| X. Oligomer | 2142 | G. Oligomer | 774 |
| H ₂ O | 1165582 | Soluble lignin | 2296 |
| cellobiose | 735 | Xylose | 77129 |
| Furfural | 1070 | X. Oligomer | 2142 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 26534 | H ₂ O | 1158949 |
| | | cellobiose | 735 |
| | | Furfural | 1070 |
| | | CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 |
| Total | 1284001 | Total | 1284001 |

12. Resslury Tank (M-129)



Fungsi : untuk melarutkan kembali padatan dari pressure filter dengan larutan yang telah mengalami overliming dan reacidifikasi dengan penambahan air
Dengan air yang ditambahkan sebesar 21% dari massa bahan masuk

(A. Adet et al, 2002; appendix F)

Persamaan neraca massa total

$$m_{16} + m_{23} + m_{24} = m_{25}$$

Dimana

m_{16} : massa aliran (m_{16}), yaitu massa padatan produk dari pressure filter

m_{22} : massa aliran $<22>$, yaitu massa larutan produk dari rotary drum filter

m_{23} : massa aliran $<23>$, yaitu massa air yang ditambahkan ke dalam tangki reslurry

m_{24} : massa aliran $<24>$, yaitu massa produk dari tangki reslurry

Menghitung massa tiap aliran

$$\text{Massa aliran } <16> = (m_{16})$$

massa aliran $<16>$ diketahui dari perhitungan pressure filter

$$m_{16} = 169697 \text{ Kg}$$

$$\text{Massa aliran } <22> = (m_{23})$$

massa aliran $<22>$ diketahui dengan perhitungan rotary drum filter

$$m_{23} = 1250967 \text{ Kg}$$

$$\text{Massa aliran } <23> = (m_{23})$$

Dari literatur diketahui bahwa air yang ditambahkan ke dalam tangki reslurry sebesar 21% dari total bahan masuk

Diketahui :

Aliran bahan masuk adalah aliran $<16>$ dan aliran $<23>$

$$\text{Massa bahan masuk} = m_{16} + m_{23}$$

$$= 73874 \text{ Kg} + 544578 \text{ Kg}$$

$$= 1420664 \text{ Kg}$$

Menghitung air yang dibutuhkan

$$m_{24} = 0,21 \times 618451 \text{ Kg}$$

$$= 298339 \text{ Kg}$$

$$\text{Masaa aliran } <25> = (m_{25})$$

$$m_{25} = m_{16} + m_{23} + m_{24}$$

$$m_{25} = 480620 \text{ Kg} + 488729 \text{ Kg} + 9206276 \text{ Kg}$$

$$= 1719003 \text{ Kg}$$

Tabel A.23 Neraca Massa Tangki Reslurry

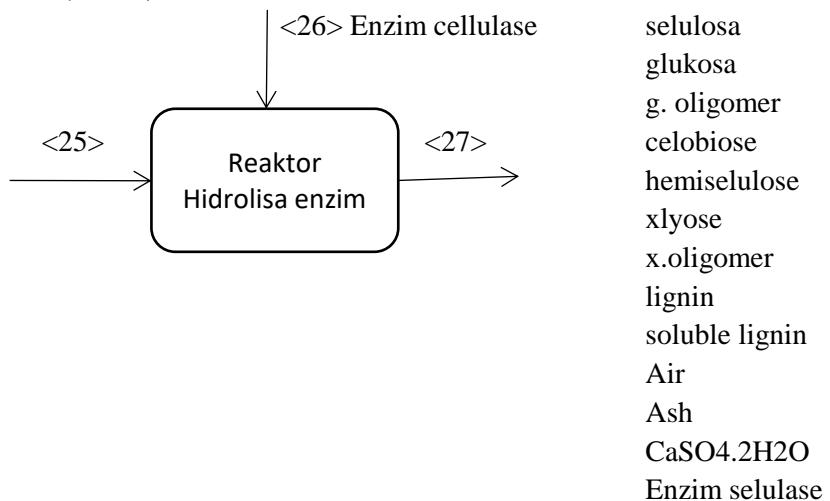
| Bahan Masuk | | Massa Keluar | |
|--------------------------------------|------------|---------------|------------|
| komposisi | Massa (kg) | komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran $<22>$ | | aliran $<24>$ | |
| glukose | 7739 | selulose | 93004 |
| G. Oligomer | 774 | glukose | 7897 |
| Soluble lignin | 2296 | G. oligomer | 790 |
| Xylose | 77129 | Cellobiose | 750 |
| X. Oligomer | 2142 | Hemisellulos | 1924 |
| H ₂ O | 1158949 | Xylose | 78703 |
| cellobiose | 735 | X.Oligomer | 2186 |
| Furfural | 1070 | Lignin | 44518 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | S. Lignin | 2343,07 |
| Aliran $<23>$ | Air | | 1481076 |

| | | | |
|--------------|---------|------------|---------|
| H2O | 298339 | Ash | 4364,55 |
| Aliran <16> | H2SO4 | | 223 |
| selulose | 93004 | CaSO4.2H2O | 133 |
| glukosa | 158 | Furfural | 1091 |
| G. oligomer | 16 | | |
| Cellobiose | 15 | | |
| Hemiselulose | 1924 | | |
| Xylose | 1574 | | |
| X.Oligomer | 44 | | |
| Lignin | 44518 | | |
| S. Lignin | 47 | | |
| Air | 23787 | | |
| Ash | 4365 | | |
| H2SO4 | 223 | | |
| Furfural | 22 | | |
| total | 1719003 | Total | 1719003 |

13 Reaktor Hidrolisa Enzim (R-210)

Dari Tangki Reslurry

selulosa
glukosa
g. oligomer
cellobiose
hemiselulose
xlyose
x.oligomer
lignin
soluble lignin
Air
Ash
CaSO4.2H2O



Fungsi : menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan bantuan enzim selulase

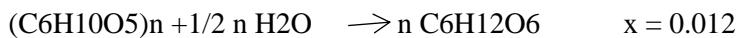
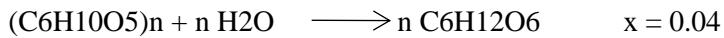
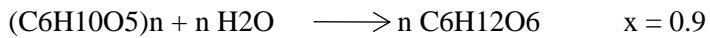
Dimana pada proses hidrolisa enzim ini menambahkan enzim selulase sebesar

12 FPU/gram

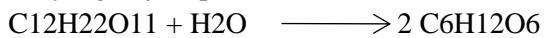
selulose = 2% dari massa selulose

Reaksi yang terjadi dalam reaktor hidrolisa enzim

1. Reaksi yang terjadi pada selulose



2. Reaksi yang terjadi pada cellobiose



Neraca massa total

$$m_{25} + m_{26} = m_{27}$$

Dimana

m_{25} : massa aliran <25>, yaitu massa bahan masuk reaktor hidrolisa enzim yang merupakan produk dari tangki reslurry

m_{26} : massa aliran <26>, yaitu massa enzim yang ditambahkan pada proses hidrolisa enzim

m_{27} : massa aliran <27>, yaitu massa produk dari reaktor hidrolisa enzim

Menghitung massa tiap aliran

$$\text{massa aliran } <25> = (m_{25})$$

massa aliran <25> diketahui dari produk yang dihasilkan pada tangki reslurry

Tabel A.21 Komponen bahan masuk dari tangki reslurry ke dalam reaktor hidrolisa enzim

| Massa Masuk | |
|--------------------------------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) |
| aliran <25> | |
| selulose | 93004 |
| glukose | 7897 |
| G. oligomer | 790 |
| Cellobiose | 750 |
| Hemisellulo | 1924 |
| Xylose | 78703 |
| X.Oligomer | 2186 |
| Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343 |
| Air | 1481076 |
| Ash | 4365 |
| H ₂ SO ₄ | 223 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 |
| Furfural | 1091 |
| Total | 1719003 |

$$\text{Massa aliran } <26> = (m_{26})$$

Dari literatur disebutkan bahwa enzim selulase yang ditambahkan sebesar 12 FPU/gram selulose

Dimana 12 FPU/gram selulose = 2% dari berat selulose

Diketahui

$$\text{massa selulose } (m_{25}) = 40487 \text{ Kg}$$

$$\text{enzim selulase yang ditambahkan} = 2\% \times 40487 \text{ Kg}$$

$$= 205 \text{ Kg}$$

$$\text{Massa aliran } <27> = (m_{27})$$

Karena massa aliran <25> dan <26> telah diketahui, maka massa aliran <27> dapat dihitung dengan menggunakan pesamaan neraca massa total

$$m_{25} + m_{26} = m_{27}$$

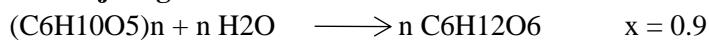
$$m_{27} = 117292 \text{ Kg} + 1640 \text{ Kg}$$

$$= 1719208 \text{ Kg}$$

Perhitungan reaksi dalam reaktor hidrolisa enzim

1. Reaksi selulose

A. Selulose menjadi glukose



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|------------|--------------|----------|
| CA0 | CA0 X0 | CA0-CA0X0 | C6H10O5 |
| CB0 | CA0 X0 (n) | CB0-CA0X0(n) | H2O |
| | CA0 X0 (n) | CA0X0(n) | C6H12O6 |

ket : CA0 : mol (C6H10O5) mula-mula

CB0 : mol H2O

X0 : konversi 90%

n= 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{mol selulose (C6H10O5)} &= \frac{\text{Massa (C6H10O5)}}{\text{BM (C6H10O5)}} \\ &= \frac{93004}{162 \times 150} \\ &= 3,827 \quad \text{Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 reaksi :

(Kmol selulose mula mula) x X0

$$3,827 \quad \text{Kmol} \times 0,9 = 3,445 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 sisa :

(Kmol selulose mula-mula) - (Kmol selulose reaksi)

$$3,827 \quad \text{kmol} - 3,445 \quad \text{kmol} = 0,383 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{Mol H2O} &= \frac{\text{Massa (H2O)}}{\text{BM (H2O)}} \\ &= \frac{1481076}{18} \\ &= 82281,99 \quad \text{Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (H2O) reaksi :

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 reaksi x (n)

$$0,003 \quad \text{Kmol} \times 17000 = 516,69 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) sisa :

(Kmol H2O mula-mula) - (Kmol H2O reaksi)

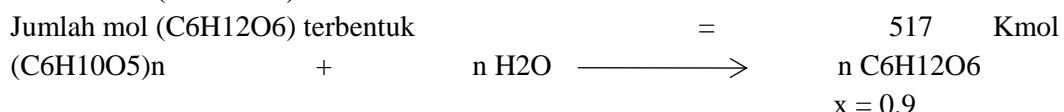
$$82281,99 \quad \text{Kmol} - 516,69 \quad \text{Kmol} = 81765 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C6H12O6) terbentuk :

Jumlah mol (C6H12O6) 17000 reaksi x (n)

$$0,003 \quad \text{Kmol} \times 17000 = 517 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C6H12O6) sisa:



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|--------|----------|----------|
| 3,827 | 3,445 | 0,383 | C6H10O5 |
| 82281,9874 | 517 | 81765,30 | H2O |
| | 517 | 517 | C6H12O6 |

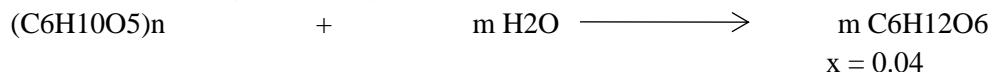
Menghitung massa glukose dalam reaktor hidrolisa enzim

Massa glukose yang terbentuk

Kmol glukose yang terbentuk x BM glukose

$$517 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/kmol} = 93004,41 \text{ Kg}$$

B. Selulose menjadi glukose oligomer



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|--------|-----------|----------|
| CA0 | CA0 X1 | CA0-CA0X1 | C6H10O5 |
| | CA0 X1 | CA0-X1 | C6H10O6 |

Ket ; CA0 : mol (C6H10O5) mula-mula

CB0 : mol H2O mula-mula

X1 : konversi 4%

$$n = 150$$

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 mula-mula:

$$\text{mol selulose (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} = \frac{\text{Massa (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}{\text{BM (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}$$

$$= \frac{93004}{162 \times 150}$$

$$= 3,827 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 reaksi :

(Kmol selulose mula mula) x X0

$$3,827 \text{ Kmol} \times 0,04 = 0,153 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 sisa :

(Kmol selulose mula-mula) - (Kmol selulose reaksi)

$$3,827 \text{ Kmol} - 0,153 = 3,674 \text{ Kmol}$$

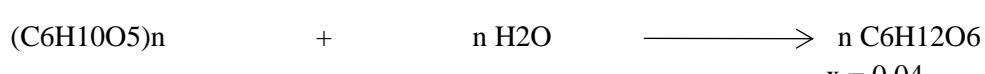
Jumlah mol (C6H12O6) terbentuk :

Jumlah mol (C6H12O6) x (n)

$$0,001 \times 17000 = 23 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C6H12O6) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{) terbentuk} = 23 \text{ Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|--------|-------|----------|
| 3,827 | 0,153 | 3,674 | C6H10O5 |
| 82281,9874 | 23 | 82259 | H2O |
| | 23 | 23 | C6H12O6 |

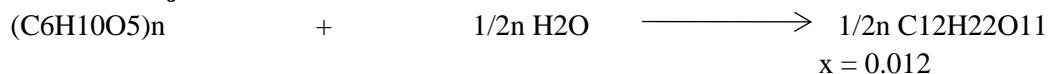
Menghitung massa glukose dalam reaktor hidrolisa enzim

Massa glukoseoligomer yang terbentuk

Kmol glukose oligomer yang terbentuk x BM glukose

$$23 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/kmol} = 4133,5294 \text{ Kg}$$

C. selulose menjadi cellobiose



| mula-mula | Reaksi | sisa | komponen |
|-----------|---------------|--------------|-----------|
| CA0 | CA0 X2 | CA0-CA0X1 | C6H10O5 |
| CB0 | CA0 X2 (1/2n) | CB0-CA0X1(m) | H2O |
| | CA0 X2 (1/2n) | | C12H22O11 |

Ket CA0 : mol (C6H10O5) mula-mula

CB0 : mol H2O mula-mula

X1 : konversi 1,2%

n : 150

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{mol selulose (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} &= \frac{\text{Massa (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}{\text{BM (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)} \times n} \\ &= \frac{93004}{162 \times 150} \\ &= 3,827 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 reaksi :

(Kmol selulose mula mula) x X0

$$3,827 \text{ Kmol} \times 0,01 = 0,0459 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C6H10O5) 6000 sisa :

(Kmol selulose mula-mula) - (Kmol selulose reaksi)

$$3,827 \text{ kmol} - 0,0459 = 3,781 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) mula-mula:

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}} \\ &= \frac{1481076}{18} \\ &= 82281,99 \text{ Kmol} \end{aligned}$$

Jumlah mol (H2O) reaksi :

Jumlah mol (C6H10O5) 17000 reaksi x (1/2n)

$$0,0459 \times 150 * 1/2 = 3,44 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (H2O) sisa :

(Kmol H2O mula-mula) - (Kmol H2O reaksi)

$$82281,99 \text{ Kmol} - 3,44 = 82279 \text{ Kmol}$$

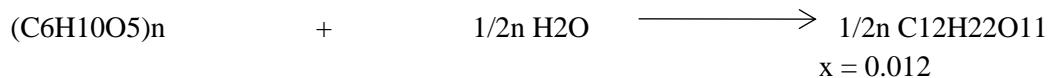
Jumlah mol (C12H22O11) terbentuk :

Jumlah mol (C12H22O11) 17000 reaksi x (1/2n)

$$0,0459 \times 150 * 1/2 = 3,44 \text{ Kmol}$$

Jumlah mol (C12H22O11) sisa:

Jumlah mol (C12H22O11) terbentuk = 3,44 Kmole



| mula-mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|--------|----------|---|
| 3,827 | 0,046 | 3,781 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| 82281,9874 | 3,44 | 82278,54 | H ₂ O |
| | 3,44 | 3,44 | C ₆ H ₁₂ O ₆ |

Menghitung massa cellobiose dalam reaktor hidrolisa enzim

Massa cellobiose yang terbentuk

Kmol cellobiose yang terbentuk x BM cellobiose

$$3,44 \quad \text{Kmol x} \quad 342 \quad \text{Kg/kmol} \quad = \quad 1178 \quad \text{Kg}$$

Konversi sellulose total adalah 95.2%, sehingga massa sellulose

sisa adalah :

Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₇₀₀₀ mula-mula x (100%-95.2%)

$$3,827 \quad \text{Kmol x} \quad 4,80\% \quad = \quad 0,184 \quad \text{Kmol}$$

Massa sellulose sisa :

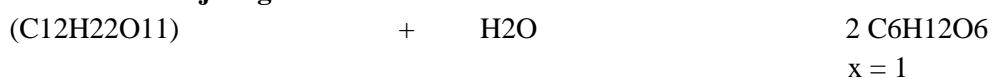
Jumlah mol (C₆H₁₀O₅)₁₇₀₀₀ yang sudah terkonversi x BM

(C₆H₁₀O₅) x n

$$0,184 \quad \text{Kmol x} \quad 162 \quad \text{Kg/Kkmol} \quad x \quad 150 \\ = \quad 4464,21 \quad \text{Kg}$$

2. Reaksi Cellobiose

A. Cellobiose menjadi glukose



| mula-mula | Reaksi | sisa | komponen |
|-----------|--------|-----------|---|
| CC0 | CC0 X3 | CC0-CC0X3 | C ₆ H ₁₀ O ₅ |
| CB0 | CC0 X3 | CB0-CC0X3 | H ₂ O |
| | CC0 X3 | CC0X3 | C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ |

ket; CC0 : mol (C₁₂H₂₂O₁₁) mula-mula

CB0 : mol H₂O mula-mula

X3 : konversi 100%

Menghitung mol komponen

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) mula-mula:

$$\text{mol cellobiose (C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) = \frac{\text{Massa (C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})}{\text{BM (C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})}$$

$$= \frac{750}{342}$$

$$= 2,19 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) reaksi :

(Kmol hemiselulose mula mula) x X3

$$2,194 \quad \text{Kmol x} \quad 1 = \quad 2,19 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) sisa :

(Kmol cellobiosemula-mula) - (Kmol cellobiose rekasi)

$$0,95 \text{ Kmol} - 0,95 \text{ Kmol} = 0 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) mula-mula:

$$\begin{aligned}\text{Mol H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa (H}_2\text{O)}}{\text{BM (H}_2\text{O)}} \\ &= \frac{1481076}{18} \\ &= 82281,99 \quad \text{Kmol}\end{aligned}$$

Jumlah mol (H₂O) reaksi :

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) reaksi x X3

$$0,95 \text{ Kmol} \times 0,95 \text{ Kmol} = 2,2 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (H₂O) sisa :

(Kmol H₂O mula-mula) - (Kmol H₂O reaksi)

$$82281,9874 \text{ Kmol} - 2 \quad \text{Kmol} = 82279,8 \quad \text{Kmol}$$

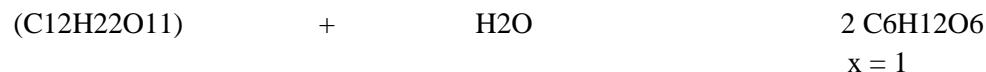
Jumlah mol (C₅H₁₀O₅) terbentuk :

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) reaksi x (n)

$$2 \times 1 \text{ Kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} = 2 \quad \text{Kmol}$$

Jumlah mol (C₁₂H₂₂O₁₁) sisa:

$$\text{Jumlah mol (C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ terbentuk} = 4 \quad \text{Kmol}$$



| mula- mula | Reaksi | sisa | komponen |
|------------|--------|-----------|--|
| 2 | 2 | 0 | C ₅ H ₁₀ O ₅ |
| 82281,9874 | 4 | 82277,600 | H ₂ O |
| | 4 | 4 | C ₁₂ H ₁₂₂ O ₁₁ |

Menghitung massa glukose yang terbentuk

Massa glukose yang terbentuk x BM Glukose

$$2 \text{ Kmol} \times 180 \text{ Kg/Kmol} = 790 \text{ Kg}$$

$$\text{Massa celulobiose sisa} = 0 \text{ Kg}$$

Jumlah mol H₂O sisa =

Jumlah mol mula-mula H₂O sebelum reaksi - (mol H₂O bereaksi pada reaksi 1+2+3+4)

$$35818,499 \text{ Kmol} - (51 + 0 + 3,04 + 2) = 81737 \text{ Kmol}$$

Massa air sisa =

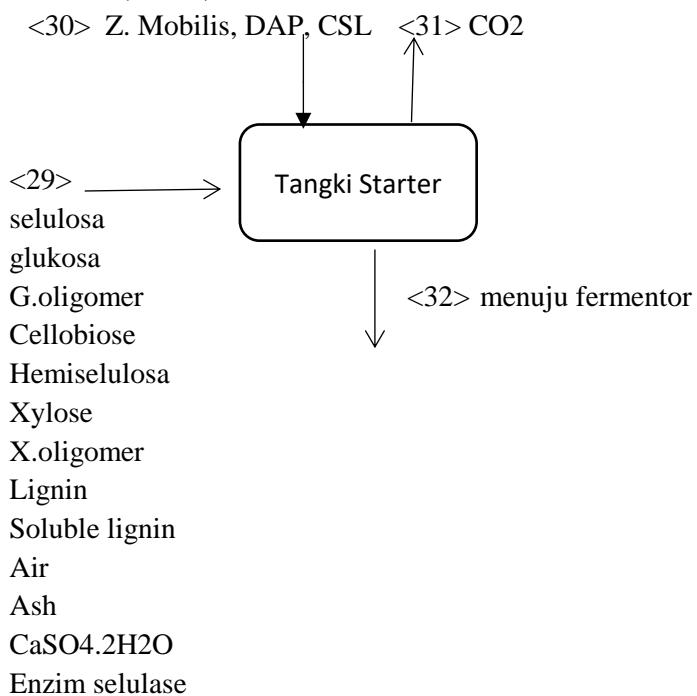
Kmol H₂O yang bereaksi x BM air

$$55855 \text{ Kmol} \times 18 \text{ Kg/Kmol} = 1471260,5 \text{ Kg}$$

Tabel A.24 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa Enzim

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) | Komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <25> | | Aliran <27> | |
| selulose | 93004 | selulose | 4464,21 |
| glukose | 7897 | glukose | 101691,1 |
| G. oligomer | 790 | G. oligomer | 4923 |
| Cellobiose | 750 | Cellobiose | 1178,06 |
| Hemisellulose | 1924 | Hemisellulose | 1924 |
| Xylose | 78703 | Xylose | 78703 |
| X.Oligomer | 2186 | X.Oligomer | 2186 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| S. Lignin | 2343,07 | S. Lignin | 2343,07 |
| Air | 1481076 | Air | 1471260,5 |
| Ash | 4364,55 | Ash | 4364,55 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | H ₂ SO ₄ | 223 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 |
| Furfural | 1091 | Furfural | 1091 |
| Aliran <26> | | Enzim Cellulase | 205 |
| Enzim Cellu | 205 | | |
| Total | 1719208 | Total | 1719208 |

14. Tangki Starter (R-313)



Fungsi : Untuk menumbuh kembangkan (membriakkan) *Z. Mobilis* sebelum masuk ke Reaktor Fermentasi

Massa hidrolisat dari reaktor sarakifikasi yang masuk ke tangki starter sebanyak 10% dari total massa

Mikroba yang ditambahkan sebanyak 750 gram/500 liter

(PT Molindo Raya Industri)

Diammonium Phosphate (Nutrient) yang ditambahkan sebesar

0,67 g/l (*whole slurry*)

Corn Steep Liquor yang ditambahkan sebesar 0,5 % massa

(Aden. et al, 2002)

Dimana

m_{27} = massa aliran <27>, yaitu massa produk dari reaktor hidrolisa enzim yang masuk ke tangki starter

m_{28} = massa aliran <28>, yaitu massa Diammonium Phospat (Nutrien) Z. Mobilis,

Corn Stover Liquor yang ditambahkan pada tangki starter

m_{31} = massa aliran <31>, yaitu massa CO₂ yang keluar jadi limbah gas

m_{32} = massa aliran <32>, yaitu massa produk tangki starter yang diumpulkan ke dalam reaktor fermentasi

Menghitung massa hidrolisat yang masuk

Massa aliran <27> = m_{27}

Dari literatur diketahui bahwa sebesar 10% dari produk reaktor hidrolisa enzim masuk kedalam tangki starter untuk proses pembibitan

Diketahui :

massa produk reaktor hidrolisa enzim

m_{27} = 1719208 Kg

menghitung massa aliran m_{29} = m_{27}

$m_{29} = 0,1 \times m_{27}$

= 0,1 x 1175967 Kg

= 171920,81 Kg

Menghitung massa tiap komponen dengan cara = A x B = C

A = Fraksi berat tiap komponen produk reaktor hidrolisa enzim

B = Massa yang masuk tangki starter pada aliran m_{27} = m_{27}

C = Massa komponen yang masuk tangki starter (Kg)

Tabel A.25 Total bahan masuk Tangki starter dari reaktor hidrolisa enzim

| Bahan keluar Hidrolisa Enzim | | Bahan masuk tangki starter | | | |
|--------------------------------------|------------|----------------------------|------------|-------|-------------|
| Bahan Keluar | | | | | |
| Komposisi | Massa (Kg) | Fraksi | Massa (kg) | sg | fraksi x SG |
| Aliran <27> | | | | | |
| selulose | 4464,21 | 0,0026 | 446,4 | 1,27 | 0,0032978 |
| glukose | 101691 | 0,0591 | 10169,1 | 1,35 | 0,0798525 |
| G. oligomer | 4923 | 0,0029 | 492,3 | 1,35 | 0,0038659 |
| Cellobiose | 1178 | 0,0007 | 117,8 | 1,59 | 0,0010895 |
| Hemisellulosa | 1924 | 0,0011 | 192,4 | 1,27 | 0,0014212 |
| Xylose | 78703 | 0,0458 | 7870,3 | 1,52 | 0,0695834 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,0013 | 218,6 | 1,52 | 0,0019329 |
| Lignin | 44518 | 0,0259 | 4451,8 | 1,27 | 0,0328863 |
| S. Lignin | 2343 | 0,0014 | 234,3 | 1,27 | 0,0017309 |
| Air | 1471260 | 0,8558 | 147126,0 | 1 | 0,855778 |
| Ash | 4364,55 | 0,0025 | 436,5 | 1,27 | 0,0032241 |
| H ₂ SO ₄ | 223,41 | 0,0001 | 22,3 | 1,84 | 0,0002391 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,67 | 0,0001 | 13,3 | 2,3 | 0,0001775 |
| Furfural | 1091,35 | 0,0006 | 109,1 | 1,159 | 0,0007357 |
| enzim Cellulas | 204,61 | 0,0001 | 20,5 | 1,5 | 0,0001785 |
| Total | 1719208 | 1,0000 | 171920,8 | 21,5 | 1,0559933 |

Diketahui, massa jenis H_2O = 995,68 kg/m³

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa jenis larutan} &= ((\text{fraksi } x \text{ sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\
 &\quad \text{Massa jenis } H_2O \text{ pada } 30^\circ C \\
 &= 1,055993311 \times 995,68 \\
 &= 1051,43142 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= \frac{\text{Massa total larutan}}{\text{Massa jenis larutan}} \\
 &= \frac{171921}{1051,4314} \\
 &= 163,5112 \text{ m}^3 = 163511,195 \text{ l}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Diammonium Phosphate* (DAP) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 \text{DAP yang ditambahkan} &= 0,67 \text{ g/l} \times 163511,195 \text{ l} \\
 &= 109552,5 \text{ gram} \\
 &= 109,5525 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Corn Steep Liquor* (CSL) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 (\text{CSL}) \text{ yang ditambahkan} &= 0,5 \% \times \text{Massa bahan masuk} \\
 &\quad \text{tangki starter} \\
 &= 0,005 \times 171921 \text{ kg} \\
 &= 859,604 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung *Zymomonas Mobilis* yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 Z.Mobilis &= 750 \text{ gram / 500 liter} \times 163511,195 \text{ l} \\
 &= 1,5 \text{ g/l} \times 163511,195 \text{ l} \\
 &= 245266,7927 \text{ gram} \\
 &= 245,2667927 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Diketahui, laju pertumbuhan spesifik biomassa atau (μ) *Z. Mobilis* sebesar

μ = 0,3 / jam (Chen, et al , 2009)

Konsentrasi biomassa mula-mula (X_{vo})

$$\begin{aligned}
 X_{vo} &= \frac{\text{Massa biomassa masuk}}{\text{Volume larutan}} \\
 &= \frac{245,2667927}{163,5111951} \text{ kg} \\
 &= 1,5 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Kecepatan biomassa (R_v)

$$\begin{aligned}
 R_v &= \mu \times X_{vo} \\
 &= 0,3 \times 1,5 \\
 &= 0,45 \text{ kg/m}^3 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Pertumbuhan biomassa dalam satu hari (X_{vt})

$$\begin{aligned}
 X_{vt} &= 24 \times R_v \\
 &= 24 \times 0,45 \\
 &= 10,8 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Biomassa yang tumbuh} &= X_{vo} + X_{vt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= & 1,5 & + & 10,8 \\
&= & 12,3 & \text{kg/m}^3 \\
&= & 12,3 & \times & \text{Volume larutan} \\
&= & 12,3 & \times & 163,5111951 \\
&= & 2011,1877 & \text{kg} \\
\\
\text{Biomassa Keluar} &= & \text{Biomassa masuk} + \text{Biomassa Tumbuh} \\
&= & 245,2667927 & + & 2011,1877 \\
&= & 2256,454493
\end{aligned}$$

Menghitung C₆H₁₂O₆ sisa:

$$\begin{aligned}
\text{Bahan masuk} &= & \text{Bahan Keluar} \\
\text{Bahan masuk} &= & 10\% \text{ massa} & + & Z.Mobilis & + & \text{CSL} + \text{DAP} \\
&= & 171920,8 & + & 245,2667927 & + & 859,6040 \\
&&+&&109,5525007 \\
&= & 173135,2314 & \text{kg} \\
\text{Bahan Keluar} &= & \text{Semua komponen-glukosa} & + & Z.Mobilis & + \\
&&(C_6H_{12}O_6 \text{ sisa}) \\
&= & 161752 & + & 2256,454493 & + \\
&&C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
&= & 164008 & + & C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
\\
C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= & 173135,2314 & - & 164008 \\
&= & 9127,0829 \text{ kg} \\
\\
C_6H_{12}O_6 \text{ dikonsumsi} &= & C_6H_{12}O_6 \text{ masuk} & - & C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
&= & 10169 & - & 9127,0829 \\
&= & 1042 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi



Neraca massa komponen :

$$\begin{aligned}
\text{a. } C_6H_{12}O_6 & \\
C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} &= 9127 \text{ kg} \\
\text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_6H_{12}O_6)}{\text{BM } (C_6H_{12}O_6)} \\
&= \frac{9127,0829}{180} \\
&= 50,661 \text{ kmol} \\
C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} &= 0,9 \times 50,7 \\
&= 45,594885 \text{ kmol} \\
C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\
&= 50,660984 - 45,594885 \\
&= 5,066098386 \text{ kmol} \\
\\
\text{Massa } C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= \text{mol } C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \times \\
&\quad \text{BM } C_6H_{12}O_6 \\
&= 5,066098386 \times 180,1600 \\
&= 913 \text{ kg}
\end{aligned}$$

b. C_2H_5OH

$$\begin{aligned} C_2H_5OH \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol } C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 45,6 \\ &= 91,189771 \text{ kmol} \end{aligned}$$

c. CO_2

$$\begin{aligned} CO_2 \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol } C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 45,6 \\ &= 91,189771 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi II Xylosa menjadi etanol



Neraca massa komponen :

a. $C_5H_{10}O_5$

$$\begin{aligned} C_5H_{10}O_5 \text{ mula-mula} &= 7870,28 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_5H_{10}O_5)}{\text{BM } (C_5H_{10}O_5)} \\ &= \frac{7870,28 \text{ kg}}{150,1330 \text{ kg/kmol}} \\ &= 52,422084 \text{ kmol} \\ C_5H_{10}O_5 \text{ bereaksi} &= 0,8 \times 52,4 \\ &= 41,937667 \text{ kmol} \\ C_5H_{10}O_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 52,422084 - 41,9 \\ &= 10,484417 \text{ kmol} \\ \text{Massa } C_5H_{10}O_5 \text{ sisa} &= \text{mol } C_5H_{10}O_5 \text{ sisa} \times \\ &\quad \text{BM } C_5H_{10}O_5 \\ &= 10,484417 \times 150 \\ &= 1574,057 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. C_2H_5OH

$$\begin{aligned} C_2H_5OH \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol } C_5H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \\ &= \frac{1,6666667}{3} \times 41,9 \\ &= 69,896112 \text{ kmol} \end{aligned}$$

c. CO_2

$$\begin{aligned} CO_2 \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol } C_5H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \\ &= \frac{1,6666667}{3} \times 41,9 \\ &= 69,896112 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Menghitung massa C_2H_5OH yang terbentuk :

A. C_2H_5OH terbentuk

$$\begin{aligned} &= \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi II} \\ &= 91,189771 + 69,9 \\ &= 161,08588 \text{ kmol} \\ \text{Massa } C_2H_5OH &= \text{mol } C_2H_5OH \times \text{BM } C_2H_5OH \\ &= 161,08588 \times 46,07 \end{aligned}$$

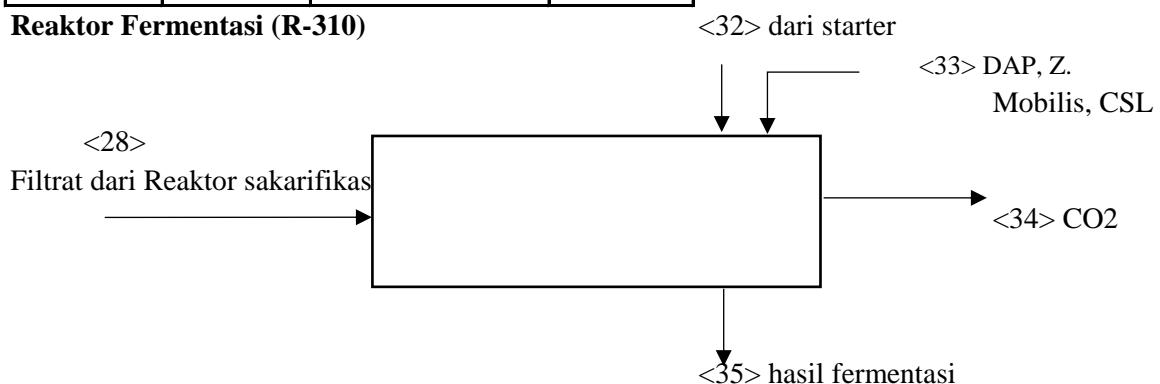
$$= 7421,1461 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{B. } \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ pada reaksi I} + \\
 &\quad \text{mol CO}_2 \text{ pada reaksi II} \\
 &= 91,189771 \quad + \quad 69,9 \\
 &= 161,08588 \quad \text{kmol} \\
 \text{Massa CO}_2 &= \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 161,08588 \quad \times \quad 44,0 \\
 &= 7089,3897 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.26 Neraca Massa Tangki starter

| Bahan Masuk | | Bahan Keluar | |
|--------------|------------|-----------------|------------|
| Komposisi | Massa (Kg) | Komposisi | Massa (Kg) |
| Aliran <29> | | Aliran <32> | |
| selulose | 446,42 | Etanol | 7421,15 |
| glukose | 10169,11 | Selulosa | 446,42 |
| G. oligomer | 492,32 | Glukosa | 912,71 |
| Cellobiose | 117,81 | G.Oligomer | 492,32 |
| Hemisellulos | 192,38 | Cellobiose | 117,81 |
| Xylose | 7870,28 | Hemiselulosa | 192 |
| X.Oligomer | 218,62 | Xylose | 1574,06 |
| Lignin | 4451,84 | X.Oligomer | 219 |
| S. Lignin | 234,31 | Lignin | 4452 |
| Air | 147126,0 | Soluble Lignin | 234,31 |
| Ash | 436,45 | Air | 147126 |
| H2SO4 | 22,34 | Ash | 436,45 |
| CaSO4.2H2O | 13,27 | CaSO4.2H2O | 13 |
| Furfural | 109,13 | Enzim Cellulase | 20 |
| Enzim Cellu | 20,46 | Z. Mobilis | 2256 |
| Aliran <30> | | furfural | 109 |
| CSL | 859,60404 | H2SO4 | 22,34 |
| Z. Mobilis | 245,3 | CO2 | 0 |
| DAP | 109,5525 | Aliran <31> | |
| | | CO2 | 7089,39 |
| Total | 173135 | Total | 173135 |

15. Reaktor Fermentasi (R-310)



Fungsi: untuk mengubah $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ dan $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$ menjadi dengan bantuan *Z. Mobilis* yang berasal dari tangki starter Massa hidrolisat dari reaktor sakarifikasi yang masuk ke tangki fermentor sebanyak 90% dari total massa

Mikroba yang ditambahkan sebanyak 750 gram/500 liter
 (PT Molindo Raya Industri)
Diammonium Phosphate (Nutrient) yang ditambahkan sebesar
 0,67 g/l (whole slurry)
Corn Steep Liquor yang ditambahkan sebesar 0,5 % massa
 (Aden. et al, 2002)

Menghitung massa hidrolisat yang masuk

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk tangki fermentor} &= 90\% \text{ massa dari reaktor sakarifikasi} \\ &\quad + \text{massa dari tangki starter} \\ \text{Massa masuk tangki fermentor} &= 0,9 \times 1719208 + 166046 \\ &= 1713333 \end{aligned}$$

Tabel A.27 Komponen Masuk Reaktor Fermentasi

| Aliran Masuk | | | | |
|--------------------------------------|-------------------|--------------|--------------|---------------|
| Komponen | Massa (kg) | fraksi berat | SG | SG x fraksi |
| Etanol | 7421,15 | 0,0043314 | 0,79 | 0,0034 |
| Selulosa | 4464,211719 | 0,0026056 | 1,27 | 0,0033 |
| Glukosa | 92434,73439 | 0,0539502 | 1,35 | 0,0728 |
| G.Oligomer | 4923,232033 | 0,0028735 | 1,35 | 0,0039 |
| Cellobiose | 1178,05587 | 0,0006876 | 1,59 | 0,0011 |
| Hemiselulosa | 1923,84739 | 0,0011229 | 1,27 | 0,0014 |
| Xylose | 72406,61996 | 0,0422607 | 1,52 | 0,0642 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | 0,0012760 | 1,52 | 0,0019 |
| Lignin | 44518,40289 | 0,0259835 | 1,27 | 0,0330 |
| Soluble Lignin | 2343,073837 | 0,0013676 | 1,27 | 0,0017 |
| Air | 1471260,49 | 0,8587125 | 1 | 0,8587 |
| Ash | 4364,549303 | 0,0025474 | 1,27 | 0,0032 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,6693397 | 0,0000774 | 2,3 | 0,0002 |
| Enzim Cellulase | 204,6097038 | 0,0001194 | 1,5 | 0,0002 |
| Z. Mobilis | 2256 | 0,0013170 | 1,04 | 0,0014 |
| furfural | 1091,346156 | 0,0006370 | 1,159 | 0,0007 |
| H ₂ SO ₄ | 223,4138973 | 0,0001304 | 1,84 | 0,0002 |
| CO ₂ | 0 | 0,0000000 | | 0,0000 |
| Total | 1713333,05 | 1 | 20,31 | 1,0515 |

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 35°C = 995,68 kg/m³

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis larutan} &= ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 35^\circ\text{C} \\ &= 1,0515 \times 995,68 \\ &= 1046,983984 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{Massa total larutan}}{\text{Massa jenis larutan}} \\ &= \frac{1713333,048}{1046,983984} \\ &= 1636,446282 \text{ m}^3 = 1636446,28 \text{ l} \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Diammonium Phosphate* (DAP) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 \text{DAP yang ditambahkan} &= 0,67 \text{ g/l} & \times & 1636446,28 \text{ 1} \\
 &= 1096419,009 \text{ gram} \\
 &= 1096,419009 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Corn Steep Liquor* (CSL) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 (\text{CSL}) \text{ yang ditambahkan} &= 0,5 \% & \times & \text{Massa bahan masuk tangki starter} \\
 &= 0,005 & \times & 1713333,048 \text{ kg} \\
 &= 8566,6652 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung *Zymomonas Mobilis* yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 Z.Mobilis &= 750 \text{ gram / 500 liter} \times 1636446,282 \\
 &= 1,5 \text{ g/l} & \times & 1636446,282 \text{ 1} \\
 &= 2454669,423 \text{ gram} \\
 &= 2454,669423 \text{ kg} \\
 Z.Mobilis tambahan &= \text{Kebutuhan } Z.mobilis - Z.mobilis \text{ masuk} \\
 &= 2454,669423 - 2256 \\
 &= 198,2149306 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Diketahui, laju pertumbuhan spesifik biomassa atau (μ) *Z. Mobilis* sebesar

$$\mu = 0,3 / \text{jam}$$

(Chen, et al , 2009)

Konsentrasi biomassa mula-mula (X_{vo})

$$\begin{aligned}
 X_{vo} &= \frac{\text{Massa biomassa masuk}}{\text{Volume larutan}} \\
 &= \frac{2454,669423}{1636,446282} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,5 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Kecepatan biomassa (R_v)

$$\begin{aligned}
 R_v &= \mu \times X_{vo} \\
 &= 0,3 \times 1,5 \\
 &= 0,45 \text{ kg/m}^3 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Pertumbuhan biomassa dalam satu hari (X_{vt})

$$\begin{aligned}
 X_{vt} &= 24 \times R_v \\
 &= 24 \times 0,45 \\
 &= 10,8 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Biomassa yang tumbuh} &= X_{vo} + X_{vt} \\
 &= 1,5 + 10,8 \\
 &= 12,3 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 12,3 \times \text{Volume larutan} \\
 &= 12,3 \times 1636,446282 \\
 &= 20128,28927 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Biomassa Keluar} &= \text{Biomassa masuk} + \text{Biomassa Tumbuh} \\
 &= 2454,6694 + 20128,28927 \\
 &= 22582,95869
 \end{aligned}$$

Menghitung C₆H₁₂O₆ sisa:

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan masuk} &= \text{Bahan Keluar} \\
 \text{Bahan masuk} &= 90\% \text{ dari tangki sakarifikasi + bahan tangki starter} \\
 &\quad + Z.Mobilis + CSL + DAP \\
 &= 1711077 + 2455 + 8566,7 \\
 &\quad + 1096,419009 \\
 &= 1723194,3467 \text{ kg} \\
 \\
 \text{Bahan Keluar} &= \text{Semua komponen} + Z.Mobilis + \\
 &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
 &= 1618642 + 22582,95869 + \\
 &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
 &= 1641225 + C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
 \\
 C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= 1723194 - 1641224,817 \\
 &= 81970 \text{ kg} \\
 \\
 C_6H_{12}O_6 \text{ dikonsumsi} &= C_6H_{12}O_6 \text{ masuk} - C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\
 &= 92434,73439 - 81969,52937 \\
 &= 10465,20502 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Reaksi - reaksi yang terjadi pada tangki starter

Asumsi : tidak terjadi reaksi samping

1. Reaksi glukosa menjadi etanol



Neraca massa komponen :

a. C₆H₁₂O₆

$$\begin{aligned}
 C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} &= 81969,529 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa (C}_6H_{12}O_6)}{\text{BM (C}_6H_{12}O_6)} \\
 &= \frac{81969,529}{180,16} \\
 &= 454,98185 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} &= 0,95 \times 454,98185 \\
 &= 432,23275 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\
 &= 454,98185 - 432,23275 \\
 &= 22,749092 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= \text{mol C}_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \times \text{BM C}_6H_{12}O_6 \\
 &= 22,749092 \times 180,16 \\
 &= 4098,4765 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. C₂H₅OH

$$\begin{aligned}
 C_2H_5OH \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 432,23275
 \end{aligned}$$

$$= 864,46551 \text{ kmol}$$

c. CO_2

$$\begin{aligned}\text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 432,23275 \\ &= 864,46551 \text{ kmol}\end{aligned}$$

2. Reaksi glukosa menjadi asam asetat



(Aden *et al*, 2011)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\begin{aligned}\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= 81970 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\ &= \frac{81969,529}{180,16} \\ &= 454,98185 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,015 \times 454,98185 \\ &= 6,8247277 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 454,98185 - 6,8247277 \\ &= 448,15712 \text{ kmol} \\ \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} \times \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\ &= 448,15712 \times 180,16 \\ &= 80739,986 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. CH_3COOH

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} \text{ terbentuk} &= 3 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 3 \times 6,8247277 \\ &= 20,474183 \text{ kmol} \\ \text{Massa} &= 20,474183 \text{ kmol} \times 60,1 \\ &= 1229 \text{ kg}\end{aligned}$$

3. Reaksi Xylose menjadi etanol



(Aden *et al*, 2011)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$

$$\begin{aligned}\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ mula-mula} &= 72406,62 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)}{\text{BM} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)} \\ &= \frac{72406,62}{150,1330} \text{ kg/kmol} \\ &= 482,28318 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} &= 0,85 \times 482,28318 \\ &= 409,9407 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 482,28318 - 409,9407 \\
 &= 72,342476 \text{ kmol} \\
 \text{Massa C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} \times \text{BM C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \\
 &= 72,342476 \times 150 \\
 &= 10860,993 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. C₂H₅OH

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\
 &= \frac{1,6666667}{3} \times 409,9407 \\
 &= 683,2345 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. CO₂

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\
 &= \frac{1,67}{3} \times 409,9407 \\
 &= 683,2344984 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

4. Reaksi xylose menjadi asam asetat



(Aden *et al*, 2011)

Neraca massa komponen :

a. C₅H₁₀O₅

$$\begin{aligned}
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 &\quad 72407 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\
 &= \frac{72406,62}{150,13} \\
 &= 482,28318 \text{ kmol} \\
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} &= 0,014 \times 482,28318 \\
 &= 6,7519645 \text{ kmol} \\
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\
 &= 482,28318 - 6,7519645 \\
 &= 475,53121 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. CH₃COOH

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{COOH} \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol CH}_3\text{COOH} \text{ bereaksi} \\
 &= \frac{3}{3} \times 6,7519645 \\
 &= 16,879911 \text{ kmol} \\
 \text{Massa} &= 16,879911 \text{ kmol} \times 60,1 \\
 &= 1014 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa C₂H₅OH, CH₃COOH dan CO₂ yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
 \text{A. C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= \text{mol C}_2\text{H}_5\text{OH pada reaksi I} + \\
 &\quad \text{mol C}_2\text{H}_5\text{OH pada reaksi II} \\
 &= 864 + 683,2345 \\
 &= 1547,70 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_2\text{H}_5\text{OH} &= \text{mol C}_2\text{H}_5\text{OH} \times \text{BM C}_2\text{H}_5\text{OH} \\
 &= 1548 \times 46,0700 \\
 &= 71302,53926 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
B. \text{ CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{ mol CO}_2 \text{ pada reaksi I} + \\
&\quad \text{ mol CO}_2 \text{ pada reaksi II} \\
&= 864 + 683,2345 \\
&= 1547,70 \text{ kmol} \\
\text{Massa CO}_2 &= \text{ mol CO}_2 \times \text{ BM CO}_2 \\
&= 1548 \times 44,0100 \\
&= 68114,27725 \text{ kg} \\
C. \text{ CH}_3\text{COOH terbentuk} &= \text{ mol C}_2\text{H}_5\text{OH pada reaksi I} + \text{ mol C}_2\text{H}_5\text{OH pada reaksi II} \\
&= 20,5 + 16,87991 \\
&= 37,4 \text{ kmol} \\
\text{Massa CH}_3\text{COOH} &= \text{ mol CH}_3\text{COOH} \times \text{ BM CH}_3\text{COOH} \\
&= 37,4 \times 60,053 \\
&= 2243 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Menghitung massa C₆H₁₂O₆ dan C₅H₁₀O₅ yang tersisa :

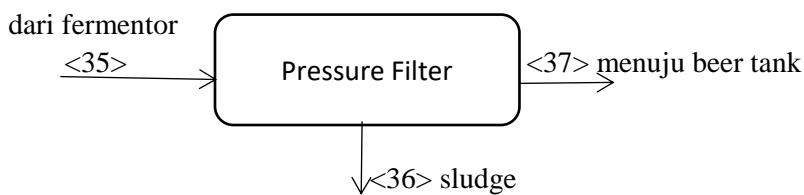
$$\begin{aligned}
A. \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \text{ mol mula-mula} - (\text{mol reaksi 1} + \text{mol reaksi 2}) \\
&= 454,981846 - 439,05748 \\
&= 15,9243646 \text{ kmol} \\
\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \text{ mol sisa} \times \text{ BM} \\
&= 15,9 \times 180,16 \\
&= 2869 \text{ kg} \\
B. \text{ C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 &= \text{ mol mula-mula} - (\text{mol reaksi 1} + \text{mol reaksi 2}) \\
&= 482,283175 - 416,69266 \\
&= 65,5905118 \text{ kmol} \\
\text{Massa C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 &= \text{ mol sisa} \times \text{ BM} \\
&= 65,6 \times 150,13 \\
&= 9847 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Tabel A.27 Neraca Massa pada fermentor

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------------------------------|------------|--------------------------------------|-------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <32> | | Aliran <34> | |
| Etanol | 7421,15 | Etanol | 78723,69 |
| Selulosa | 4464,21 | Selulosa | 4464,21 |
| Glukosa | 92434,73 | Glukosa | 2868,933528 |
| G.Oligomer | 4923,23 | G.Oligomer | 4923,23 |
| Cellobiose | 1178,06 | Cellobiose | 1178,06 |
| Hemiselulosa | 1923,85 | Hemiselulosa | 1923,84739 |
| Xylose | 72406,62 | Xylose | 9847,10 |
| X.Oligomer | 2186,19 | X.Oligomer | 2186,190216 |
| Lignin | 44518,40 | Lignin | 44518,40289 |
| Soluble Lignin | 2343,07 | Soluble Lignin | 2343,073837 |
| Air | 1471260,49 | Air | 1471260,49 |
| Ash | 4364,55 | Ash | 4364,55 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,67 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,67 |
| Enzim Celulosa | 204,61 | Enzim Celulosa | 204,61 |
| Z. Mobilis | 2256,45 | Z. Mobilis | 22582,96 |
| furfural | 1091,35 | furfural | 1091,35 |
| H ₂ SO ₄ | 223,41 | H ₂ SO ₄ | 223,41 |

| | | | |
|--------------------------|----------------|--------------------------|----------------|
| | | CH ₃ COOH | 2243,225 |
| Aliran <33> | 1713333,048 | | 1655080,00 |
| Z.Mobilis | 198,2149306 | Aliran <32> | |
| CSL | 8566,665238 | CO ₂ | 68114,28 |
| DAP | 1096,419009 | | |
| Total | 1723194 | Total | 1723194 |

16. Pressure filter (H-315)



Fungsi : untuk memisahkan larutan dengan padatan seka ligus mencuci padatan dari asam yang mengandung racun.

Asumsi:

C₆H₁₂O₆ yang terikut cake sebesar 2%
 Glukosa oligomer yang terikut cake sebesar 2%
 C₅H₁₀O₅ yang terikut cake sebesar 2%
 Xylosa oligomer yang terikut cake sebesar 2%
Soluble lignin yang terikut cake sebesar 2%
 Furfural yang terikut cake sebesar 2%
 C₁₁H₂₂O₁₁ yang terikut cake sebesar 2%
 H₂O yang terikut cake sebesar 2%
 H₂SO₄ yang terikut cake sebesar 2%

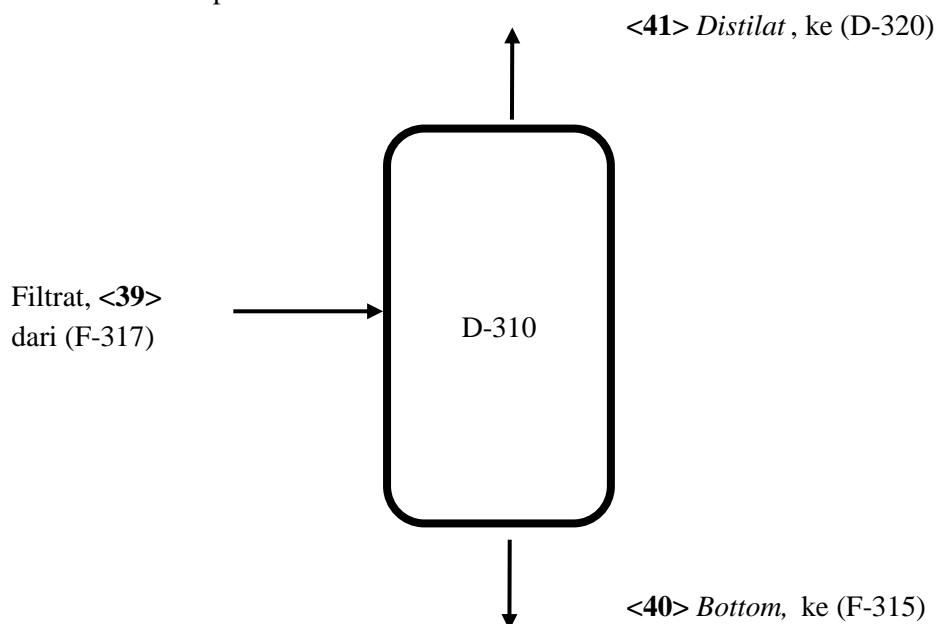
Tabel A.28 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-315)

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------------------|------------|---------------------------------|-------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <35> | | Aliran <36> sludge | |
| Etanol | 78724 | Etanol | 1574,473707 |
| Selulosa | 4464 | Selulosa | 4464 |
| Glukosa | 2869 | Glukosa | 57,37867056 |
| G.Oligomer | 4923 | G.Oligomer | 98,46464066 |
| Cellobiose | 1178 | Cellobiose | 24 |
| Hemiselulosa | 1924 | Hemiselulosa | 1924 |
| Xylose | 9847 | Xylose | 196,9420709 |
| X.Oligomer | 2186 | X.Oligomer | 44 |
| Lignin | 44518 | Lignin | 44518 |
| Soluble Lignin | 2343 | Soluble Lig | 46,86147673 |

| | | | |
|-----------------|----------------|-----------------|----------------|
| Air | 1471260 | Air | 29425,21 |
| Ash | 4365 | Ash | 4365 |
| CaSO4.2H2O | 133 | CaSO4.2H2O | 133 |
| Enzim Cellulase | 205 | Enzim Cellulase | 205 |
| Z. Mobilis | 22583 | Z. Mobilis | 22583 |
| furfural | 1091 | furfural | 21,82692312 |
| H2SO4 | 223 | H2SO4 | 4,468277945 |
| CH3COOH | 2243 | CH3COOH | 44,86450839 |
| | | sub total | 109729 |
| | | Aliran <37> | |
| | | Etanol | 77149,21 |
| | | Glukosa | 2811,55 |
| | | G.Oligomer | 4824,77 |
| | | Cellbiose | 1154,49 |
| | | Xylose | 9650,16 |
| | | X.Oligomer | 2142,47 |
| | | Soluble Lig | 2296,21 |
| | | Air | 1441835,28 |
| | | furfural | 1069,52 |
| | | H2SO4 | 218,95 |
| | | CH3COOH | 2198,36 |
| | | sub total | 1545350,98 |
| Total | 1655080 | total | 1655080 |

17. Distilasi I (D-310)

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol. Pada distilasi I etanol yang akan diperoleh sebesar 90% pada distilat.



Menentukan "heavy key" dan "light key":

Tabel A.29 Titik Didih Komponen

| | Komponen | Titik Didih (°C) | Titik Didih (°K) |
|---|---------------------------------------|------------------|------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 78,37 | 352 |
| B | H ₂ O (HK) | 100 | 373 |
| C | CH ₃ COOH | 118 | 391 |
| D | Furfural | 162 | 435 |

Komponen yang akan dipisahkan dalam kolom distilasi adalah C₂H₅OH dengan H₂O.

C₂H₅OH sebagai light key karena titik didihnya lebih rendah, dan H₂O sebagai heavy key.

Neraca massa komponen:

$$\begin{aligned}
 \text{a. } \text{CH}_3\text{COOH} &= 2198,3609 \text{ kg} \\
 &= 36,6070 \text{ kmol} \\
 \text{b. } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} &= 77149,2117 \text{ kg} \\
 &= 1674,6085 \text{ kmol} \\
 \text{c. } \text{H}_2\text{O} &= 1441835,2805 \text{ kg} \\
 &= 80101,9600 \text{ kmol} \\
 \text{d. } \text{Furfural} &= 1069,52 \text{ kg} \\
 &= 11,141 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$x_f = \frac{\text{mol komponen (kmol)}}{\text{mol total (kmol)}}$$

Tabel A.30 Komponen Kolom Distilasi

| | Komponen | Massa (kg) | kmol | x _f |
|---|---------------------------------------|---------------------|-------------------|----------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 77149,2117 | 1674,6085 | 0,0205 |
| B | H ₂ O (HK) | 1441835,2805 | 80101,9600 | 0,9790 |
| C | CH ₃ COOH | 2198,3609 | 36,6070 | 0,0004 |
| D | Furfural | 1069,5192 | 11,1408 | 0,0001 |
| | Total | 1522252,3723 | 81824,3163 | 1,0000 |

Menghitung fraaksi *distilat* dan *bottom* pada tiap komponen:

$$\begin{aligned}
 F &= D + W \\
 x_i F \cdot F &= y_i D \cdot D + x_i W \cdot W
 \end{aligned}$$

Asumsi: komposisi *top product (distilat)* pada kolom distilasi adalah 90% C₂H₅OH, sedangkan komposisi *bottom product* pada kolom distilasi adalah 90% H₂O.

- komposisi C₂H₅OH pada *top product (distilat)*

$$\begin{aligned}
 y_i D \cdot D &= \frac{90}{100} \times 1674,6085 \\
 &= 1507,1476 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 0,0205 \times 81824,3163 &= 1507,1476 + x_i W \cdot W \\
 1674,6085 &= 1507,1476 + x_i W \cdot W \\
 x_i W \cdot W &= 167,4608 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

- komposisi H₂O pada *bottom product*

$$\begin{aligned}
 x_i W \cdot W &= \frac{90}{100} \times 80101,9600 \\
 &= 72091,7640 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 0,9790 \times 81824,3163 &= y_i D \cdot D + x_i W \cdot W \\
 80101,9600 &= y_i D \cdot D + 72091,7640
 \end{aligned}$$

$$y_D \cdot D = 8010,1960 \text{ kmol}$$

Asumsi: tidak ada CH_3COOH pada *top product*

(distilat), karena titik didihnya yang lebih besar daripada LK

a. CH_3COOH

$$\begin{array}{rcl} x_F \cdot F & = & y_D \cdot D + x_W \cdot W \\ 0,0004 \quad x & 81824,3163 & = 0,0000 + x_W \cdot W \\ & 36,6070 & = 0,0000 + x_W \cdot W \\ & x_W \cdot W & = 36,6070 \text{ kmol} \end{array}$$

B. Furfural

$$\begin{array}{rcl} x_F \cdot F & = & y_D \cdot D + x_W \cdot W \\ 0,0001 \quad x & 81824,3163 & = 0,0000 + x_W \cdot W \\ & 11,1408 & = 0,0000 + x_W \cdot W \\ & x_W \cdot W & = 11,1408 \text{ kmol} \end{array}$$

Tabel A.31 Fraksi Tiap Komponen

| | Komponen | xf | xiF . F | yID . D | xiW . W |
|---|--------------------------------------|--------|----------|-----------|----------|
| A | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK) | 0,0205 | 1674,61 | 1507,1476 | 167,4608 |
| B | H_2O (HK) | 0,9790 | 80101,96 | 8010,1960 | 72091,76 |
| C | CH_3COOH | 0,0004 | 36,607 | 0,0000 | 36,6070 |
| D | Furfural | 0,0001 | 11,141 | 0,0000 | 11,1408 |
| | Total | 1,0000 | 81824,3 | 9517,3436 | 72306,97 |

Menghitung fraksi mol masing-masing komponen

a. Komponen A ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)

$$\begin{aligned} y_A \cdot D &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{1507,1476}{9517,3436} \\ &= 0,1584 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_A \cdot W &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{167,4608}{72306,9727} \\ &= 0,0023 \end{aligned}$$

b. Komponen B (H_2O)

$$\begin{aligned} y_B \cdot D &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{8010,1960}{9517,3436} \\ &= 0,8416 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_B \cdot W &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{72091,7640}{72306,9727} \\ &= 0,9970 \end{aligned}$$

c. Komponen C (CH_3COOH)

$$\begin{aligned} y_{\text{C}} &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{0,0000}{9517,3436} \\ &= 0,0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{C}} &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{36,6070}{72306,9727} \\ &= 0,0005 \end{aligned}$$

c. Komponen D (Furfural)

$$\begin{aligned} y_{\text{D}} &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{0,0000}{9517,3436} \\ &= 0,0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{C}} &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{11,1408}{72306,9727} \\ &= 0,0002 \end{aligned}$$

Tabel A.32 Fraksi Komponen pada Distilat dan *Bottom*

| | Komponen | y_{iD} | x_{iW} |
|---|--------------------------------------|-----------------|-----------------|
| A | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK) | 0,1584 | 0,0023 |
| B | H_2O (HK) | 0,8416 | 0,9970 |
| C | CH_3COOH | 0,0000 | 0,0005 |
| D | Furfural | 0,0000 | 0,0002 |
| | Total | 1,0000 | 1,0000 |

Menghitung *boiling point*, *dew point* dan *buble point*

Vapour pressure dapat dihitung menggunakan persamaan

Antoine, dengan rumus sebagai berikut:

$$\log P_i = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_0} \quad \text{ket: } \begin{aligned} K_i &= \text{konstanra VLE} \\ P_i &= \text{tekanan komponen (mmHg)} \\ P_0 &= \text{tekanan operasi (760 mmHg)} \end{aligned}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c} \quad \text{ket: } \begin{aligned} \alpha_i &= \text{relatif volatilitas} \\ K_i &= \text{konstanta VLE tiap komponen} \\ K_c &= \text{konstanta VLE komponen C} \end{aligned}$$

Tabel A.33 Koefisien Antoine Masing-masing Komponen (Carl L. Yaws)

| | Komponen | A | B | C |
|---|---------------------------------------|----------|-----------|----------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 8,1288 | 1660,8713 | 238,1310 |
| B | H ₂ O (HK) | 8,0557 | 1723,6425 | 233,0800 |
| C | CH ₃ COOH | 7,2759 | 1327,1634 | 183,9130 |
| D | Furfural | 7,2395 | 1528,8110 | 189,2040 |

a. Menentukan *boiling point*

$$\text{Trial T} = 99,350 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T \text{ } (^\circ\text{C})}$$

$$P_A = 10^{(A - \frac{(B)}{C + T \text{ } (^^\circ\text{C})})}$$

$$= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,13 + 99,350})}$$

$$= 10^{(3,2074)}$$

$$= 1612,0288 \text{ mmHg}$$

$$K_A = \frac{P_i}{P_o}$$

$$= \frac{1612,0288}{760,0000}$$

$$= 2,1211$$

$$\alpha_A = \frac{K_A}{K_C}$$

$$= \frac{2,1211}{0,9771}$$

$$= 2,1708$$

Tabel A.34 Perhitungan Koefisien Antoine *boiling point*

| | Komponen | xF | Pi | Ki |
|---|---------------------------------------|-----------|-----------|-----------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,0205 | 1612,0288 | 2,1211 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,9790 | 742,5936 | 0,9771 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0004 | 389,6107 | 0,5126 |
| D | Furfural | 0,0001 | 87,3535 | 0,1149 |
| | Total | 1,0000 | - | 3,7258 |

| | Komponen | α_i | $\alpha_i * xF$ | y_i |
|---|---------------------------------------|------------------------------|-----------------------------------|-------------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,1708 | 0,0444 | 0,0434 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,9790 | 0,9564 |
| C | CH ₃ COOH | 0,5247 | 0,0002 | 0,0002 |
| D | Furfural | 0,1176 | 0,0000 | 0,0000 |
| | Total | - | 1,0236 | 1,0000 |

$$K_c = 0,977$$

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i * xF}$$

$$= \frac{1}{1,0236}$$

$$= 0,977$$

Trial T = 99,350 °C benar, karena pada $K_c = 1/\sum \alpha_i * x_i F$

b. Menentukan *dew point*

Trial T = 97,500 °C

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{°C})})} \\ &= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,13 + 97,500})} \\ &= 10^{(3,1802)} \\ &= 1514,4193 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\ &= \frac{1514,4193}{760,0000} \\ &= 1,9927 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{1,9927}{0,9139} \\ &= 2,1803 \end{aligned}$$

Tabel A.35 Perhitungan Koefisien Antoine untuk *dew point*

| | Komponen | yID | Pi | Ki |
|---|---------------------------------------|--------|-----------|--------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,1584 | 1514,4193 | 1,9927 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,8416 | 694,6002 | 0,9139 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0000 | 362,9360 | 0,4775 |
| D | Furfural | 0,0000 | 80,7408 | 0,1062 |
| | Total | 1,0000 | - | 3,4904 |

| | Komponen | α_i | y_i/α_i | x_i | y_i |
|---|---------------------------------------|------------|----------------|--------|--------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,1803 | 0,0726 | 0,0794 | 4,3445 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,8416 | 0,9206 | 0,9139 |
| C | CH ₃ COOH | 0,5225 | 0,0000 | 0,0000 | 0,2495 |
| D | Furfural | 0,1162 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0123 |
| | Total | 3,8190 | 0,9143 | 1,0000 | 5,5204 |

$$K_c = 0,914$$

$$\begin{aligned} K_c &= \sum y_i / \alpha_i \\ &= 0,914 \end{aligned}$$

Trial T = 97,500 °C benar, karena pada $K_c = \sum y_i / \alpha_i$

c. Menentukan *buble point*

Trial T = 99,930 °C

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$C + T (\text{ }^{\circ}\text{C})$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{ }^{\circ}\text{C})})} \\ &= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1 + 99,930})} \\ &= 10^{(3,2158)} \\ &= 1643,6761 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\ &= \frac{1643,6761}{760,0000} \\ &= 2,1627 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{2,1627}{0,9976} \\ &= 2,1679 \end{aligned}$$

Tabel A.36 Perhitungan Koefisien Antoine *bubble point*

| | Komponen | xiW | Pi | Ki |
|---|---------------------------------------|--------|-----------|--------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,0023 | 1643,6761 | 2,1627 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,9970 | 758,1966 | 0,9976 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0005 | 398,2948 | 0,5241 |
| D | Furfural | 0,0002 | 89,5176 | 0,1178 |
| | Total | 1,0000 | - | 3,8022 |

| | Komponen | a _i | a _i *xiW | y _i |
|---|---------------------------------------|----------------|---------------------|----------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,1679 | 0,0050 | 0,0050 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,9970 | 0,9947 |
| C | CH ₃ COOH | 0,5253 | 0,0003 | 0,0003 |
| D | Furfural | 0,1181 | 0,0000 | 0,0000 |
| | Total | - | 1,0023 | 1,0000 |

$$\begin{aligned} K_c &= 0,998 \\ K_c &= \frac{1}{\sum \alpha_i * xiW} \\ &= \frac{1}{1,0023} \\ &= 0,998 \end{aligned}$$

Trial T = 99,930 °C benar, karena pada $K_c = 1/\sum \alpha_i * xiW$

Menurut Geankoplis (2003), untuk mengitung fraksi mol sebenarnya tiap komponen sebagai berikut:

$$\begin{aligned} a_L &= \sqrt{\frac{a_{LD}}{a_{LW}}} x \\ &= \sqrt{\frac{2,1803}{4,7266}} x \\ &= 2,1679 \end{aligned}$$

$$= 2,1741$$

$$\begin{aligned} Nm &= \frac{\log [\frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W}]}{\log (\alpha_{L,av})} \\ &= \frac{\log [(\frac{0,1584}{0,8416} * \frac{9517,34}{9517,34}) * (\frac{0,9970}{0,0023} * \frac{72307}{72307})]}{\log 2,1741} \\ &= \frac{\log 0,1882}{\log 2,1741} * \frac{2,1741}{430,4992} \\ &= \frac{1,9085}{0,3373} \\ &= 5,6586 \\ \alpha_C &= \sqrt{\frac{\alpha C_D}{0,5225} * \frac{\alpha C_W}{0,5253}} \\ &= \sqrt{0,5239} \\ &= 0,5239 \end{aligned}$$

a. Komponen C (CH_3COOH)

Menurut Geankoplis (2003), fraksi mol komponen C:

$$\begin{aligned} \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (\alpha c)^{Nm} * \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W} \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (0,5239)^{5,6586} * \frac{0,8416 * 9517,3}{0,9970 * 72306,97} \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0258 * 0,1111 \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0029 \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0029 \quad X_{CW}*W \end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned} X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW}*W \\ 0,0004 * 81824,3163 &= 0,0029 X_{CW}*W + X_{CW}*W \\ &= 36,6070 \\ X_{CW}*W &= 36,5024 \quad \text{kmol} \end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned} X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW}*W \\ 36,6070 &= Y_{CD} * D + 36,5024 \\ Y_{CD} * D &= 0,1046 \quad \text{kmol} \end{aligned}$$

b. Komponen D (Furfural)

$$\begin{aligned} \alpha_D &= \sqrt{\frac{\alpha_{DD}}{0,0000} * \frac{\alpha_{DW}}{0,1181}} \\ &= \sqrt{0,0000} \\ &= 0,0000 \end{aligned}$$

Menghitung fraksi mol komponen D:

$$\frac{X_{DD}*D}{X_{DW}*W} = (\alpha_D)^{Nm} * \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W}$$

| | | | | | |
|--------------|---|----------------------|--------------|--------|---------|
| $X_{DD} * D$ | = | $(0.0000)^{5.6586*}$ | 0,8416 | * | 9517,34 |
| $X_{DW} * W$ | | | 0,9970 | * | 72307,0 |
| $X_{DD} * D$ | = | 0,0000 | * | 0,1111 | |
| $X_{DW} * W$ | | | | | |
| $X_{DD} * D$ | = | 0,0000 | | | |
| $X_{DW} * W$ | | | | | |
| $X_{DD} * D$ | = | 0,0000 | $X_{DW} * W$ | | |

Sehingga, neraca massa komponen D sebagai berikut:

| | | | | |
|--------------|--------------|--------------|---------|---------------------------|
| $X_{DF} * F$ | = | $Y_{DD} * D$ | + | $X_{DW} * W$ |
| 0,0001 * | 81824,3163 | = | 0,0000 | $X_{DW} * W + X_{DW} * W$ |
| | 11,1408 | = | 1,0000 | $X_{DW} * W$ |
| | $X_{DW} * W$ | = | 11,1408 | kmol |

Maka, didapatkan:

| | | | | |
|--------------|---|--------------|------|--------------|
| $X_{DF} * F$ | = | $Y_{DD} * D$ | + | $X_{DW} * W$ |
| 11,1408 | = | $Y_{DD} * D$ | + | 11,1408 |
| | = | 0,0000 | kmol | |

Tabel A.37 Fraksi Tiap Komponen

| | Komponen | X_{iF} | $X_{iF}F$ | $Y_{iD}D$ |
|---|-----------------|----------|------------|-----------|
| A | C_2H_5OH (LK) | 0,0205 | 1674,6085 | 1507,1476 |
| B | H_2O (HK) | 0,9790 | 80101,9600 | 8010,1960 |
| C | CH_3COOH | 0,0004 | 36,6070 | 0,1046 |
| D | Furfural | 0,0001 | 11,1408 | 0,0000 |
| | Total | 1,0000 | 81824,3163 | 9517,4482 |

| | Komponen | $X_{iW}W$ | Y_{iD} | X_{iW} |
|---|-----------------|-----------|----------|----------|
| A | C_2H_5OH (LK) | 167,4608 | 0,1584 | 0,0023 |
| B | H_2O (HK) | 72091,76 | 0,8416 | 0,9970 |
| C | CH_3COOH | 36,5024 | 0,0000 | 0,0005 |
| D | Furfural | 11,1408 | 0,0000 | 0,0002 |
| | Total | 72306,87 | 1,0000 | 1,0000 |

Menghitung massa pada tiap-tiap komponen

- komponen A (C_2H_5OH) pada *distilat*

$$\text{mol} = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{\text{BM}}$$

$$1507,1476 = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{46,0700}$$

$$69434,3 = \text{massa komponen (kg)}$$

Melakukan perhitungan yang sama untuk *bottom product*
dan komponen B, C, dan D

Tabel A.38 Massa Komponen pada Distilat dan *Bottom*

| | Komponen | Distilat (kg) | Bottom (kg) |
|---|-----------------|---------------|--------------|
| A | C_2H_5OH (LK) | 69434,2905 | 7714,9212 |
| B | H_2O (HK) | 144183,5280 | 1297651,7524 |
| C | CH_3COOH | 6,2809 | 2192,0801 |

| | | | |
|---|--------------|-------------|--------------|
| D | Furfural | 0,0000 | 1069,5192 |
| | Total | 213624,0994 | 1308628,2729 |

Perhitungan jumlah tray

$$\frac{Nm}{N} = 0,68 \quad \text{Dari figure 11.7-3}$$

$$\frac{5,6586}{N} = 0,68 \quad \text{Geankolis (2003)}$$

$$N = 8,32 \approx 8$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) * \frac{W}{D} * \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left(\frac{0,9790}{0,0205} \right) * \frac{1308628,2729}{213624,0994}$$

$$* \left(\frac{0,0023}{0,8416} \right)^2$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log 0,0022$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = -0,5467$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,2840$$

$$Ne = 0,2840 Ns$$

$$N = Ne + Ns$$

$$8 = 0,2840 Ns + Ns$$

$$Ns = 6,2306 \approx 7$$

$$Ne = N - Ns$$

$$= 1$$

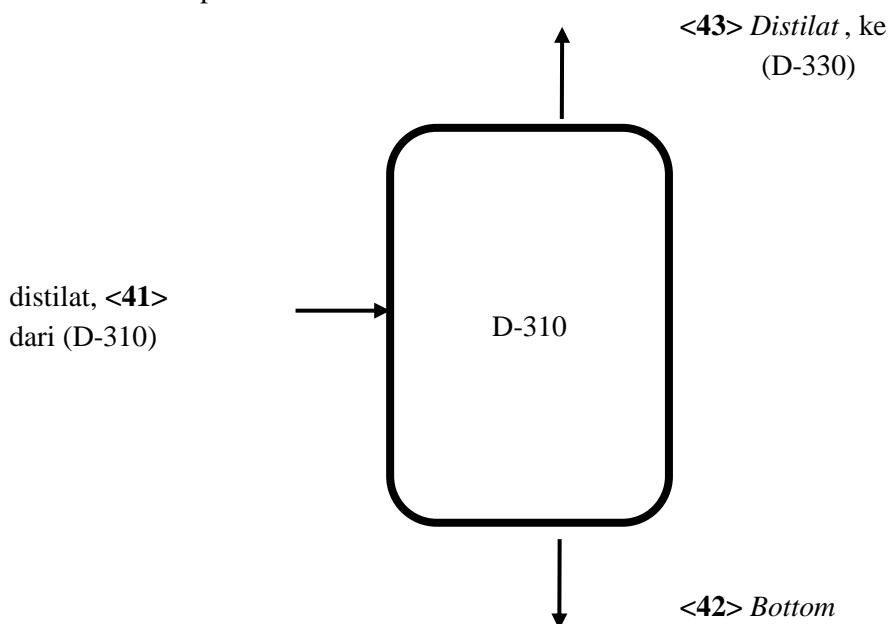
Tabel A.39 Neraca Massa pada Distilasi 1

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------------------|------------|--------------------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <39> | | Aliran <41> | |
| Etanol | 77149,21 | Etanol | 69434,29 |
| Glukosa | 2811,55 | Air | 144184 |
| G.Oligomer | 4824,77 | CH ₃ COOH | 6 |
| Cellobiose | 1154,49 | sub total | 213624 |
| Xylose | 9650,16 | | |
| X.Oligomer | 2142,47 | Aliran <40> | |
| Soluble Lignin | 2296,21 | Etanol | 7714,92 |
| Air | 1441835,28 | Glukosa | 2811,55 |
| furfural | 1069,52 | G.Oligomer | 4824,77 |

| | | | |
|--------------------------------|-----------|--------------------------------|---------|
| H ₂ SO ₄ | 218,95 | Cellobiose | 1154,49 |
| CH ₃ COOH | 2198,36 | Xylose | 9650,16 |
| | | X.Oligome | 2142,47 |
| | | Soluble Lig | 2296,21 |
| | | Air | 1297652 |
| | | furfural | 1069,52 |
| | | H ₂ SO ₄ | 218,95 |
| | | CH ₃ COOH | 2192,08 |
| | | sub total | 1331727 |
| total | 1545351,0 | total | 1545351 |

17. Distilasi II (D-320)

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol. Pada distilasi II etanol yang akan diperoleh sebesar 95% pada distilat.



Menentukan "heavy key" dan "light key":

Tabel A.40 Titik Didih Komponen

| | Komponen | Titik Didih (°C) | Titik Didih (°K) |
|---|---------------------------------------|------------------|------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 78,37 | 352 |
| B | H ₂ O (HK) | 100 | 373 |
| C | CH ₃ COOH | 118 | 391 |

Komponen yang akan dipisahkan dalam kolom distilasi adalah C₂H₅OH dengan H₂O. C₂H₅OH sebagai light key karena titik didihnya lebih rendah, dan H₂O sebagai heavy key

Neraca massa komponen:

- | | | | | |
|----|----------------------------------|---------------------|-------------|------|
| a. | CH ₃ COOH | = | 6,2809 | kg |
| | | = | 0,1046 | kmol |
| b. | C ₂ H ₅ OH | = | 69434,2905 | kg |
| | | = | 1507,1476 | kmol |
| c. | H ₂ O | = | 144183,5280 | kg |
| | | = | 8010,1960 | kmol |
| xf | = | mol komponen (kmol) | | |

mol total (kmol)

Tabel A.41 Komponen Kolom Distilasi

| | Komponen | Massa (kg) | kmol | xf |
|---|---------------------------------------|--------------------|------------------|---------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 69434,2905 | 1507,1476 | 0,1584 |
| B | H ₂ O (HK) | 144183,5280 | 8010,1960 | 0,8416 |
| C | CH ₃ COOH | 6,2809 | 0,1046 | 0,0000 |
| | Total | 213624,0994 | 9517,4482 | 1,0000 |

Menghitung fraaksi *distilat* dan *bottom* pada tiap komponen:

$$\begin{array}{lcl} F & = & D + W \\ xi F \cdot F & = & yi D \cdot D + xi W \cdot W \end{array}$$

Asumsi: komposisi *top product (distilat)* pada kolom distilasi adalah 96% C₂H₅OH, sedangkan komposisi *bottom product* pada kolom distilasi adalah 96% H₂O.

- komposisi C₂H₅OH pada *top product (distilat)*

$$\begin{array}{lcl} yi D \cdot D & = & \frac{96}{100} x 1507,1476 \\ & = & 1446,8617 \text{ kmol} \end{array}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{array}{lcl} xi F \cdot F & = & yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,1584 x 9517,45 & = & 1446,8617 + xi W \cdot W \\ 1507,1476 & = & 1446,8617 + xi W \cdot W \\ xi W \cdot W & = & 60,2859 \text{ kmol} \end{array}$$

- komposisi H₂O pada *bottom product*

$$\begin{array}{lcl} xi W \cdot W & = & \frac{96}{100} x 8010,1960 \\ & = & 7689,7882 \text{ kmol} \end{array}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{array}{lcl} xi F \cdot F & = & yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,8416 x 9517,45 & = & yi D \cdot D + 7690 \\ 8010,20 & = & yi D \cdot D + 7690 \\ yi D \cdot D & = & 320,4078 \text{ kmol} \end{array}$$

Asumsi: tidak ada CH₃COOH pada *top product*

(distilat), karena titik didihnya yang lebih besar daripada LK

a. CH₃COOH

$$\begin{array}{lcl} xi F \cdot F & = & yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,0000 x 9517,45 & = & 0,0000 + xi W \cdot W \\ 0,1046 & = & 0,0000 + xi W \cdot W \\ xi W \cdot W & = & 0,1046 \text{ kmol} \end{array}$$

Tabel A.42 Fraksi Tiap Komponen

| | Komponen | xf | xiF . F | yiD . D | xi W . W |
|---|---------------------------------------|---------------|----------------|----------------|----------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,1584 | 1507,1 | 1446,86 | 60,2859 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,8416 | 8010,20 | 320,4078 | 7689,79 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0000 | 0,105 | 0,0000 | 0,1046 |
| | Total | 1,0000 | 9517,45 | 1767,27 | 7750,18 |

Menghitung fraksi mol masing-masing komponen

a. Komponen A ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)

$$\begin{aligned} y_{\text{A}} &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{1446,8617}{1767,2695} \\ &= 0,8187 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{A}} &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{60,2859}{7750,1787} \\ &= 0,0078 \end{aligned}$$

b. Komponen B (H_2O)

$$\begin{aligned} y_{\text{B}} &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{320,4078}{1767,2695} \\ &= 0,1813 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{B}} &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{7689,7882}{7750,1787} \\ &= 0,9922 \end{aligned}$$

c. Komponen C (CH_3COOH)

$$\begin{aligned} y_{\text{C}} &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{0,0000}{1767,2695} \\ &= 0,0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{C}} &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{0,1046}{7750,1787} \\ &= 0,00001 \end{aligned}$$

Tabel A.43 Fraksi Komponen pada Distilat dan *Bottom*

| | Komponen | y_{iD} | x_{iW} |
|--------------|--------------------------------------|-----------------|-----------------|
| A | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK) | 0,8187 | 0,0078 |
| B | H_2O (HK) | 0,1813 | 0,9922 |
| C | CH_3COOH | 0,0000 | 0,0000 |
| Total | | 1,0000 | 1,0000 |

Menghitung *boiling point*, *dew point* dan *buble point*

Vapour pressure dapat dihitung menggunakan persamaan

Antoine, dengan rumus sebagai berikut:

$$\text{Log } P_i = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o} \quad \begin{array}{ll} \text{ket: } & K_i = \text{konstanra VLE} \\ & P_i = \text{tekanan komponen (mmHg)} \\ & P_o = \text{tekanan operasi (760 mmHg)} \end{array}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_C} \quad \begin{array}{ll} \text{ket: } & \alpha_i = \text{relatif volatilitas} \\ & K_i = \text{konstanta VLE tiap komponen} \\ & K_C = \text{konstanta VLE komponen C} \end{array}$$

Tabel A.44 Koefisien Antoine Masing-masing Komponen (Carl L. Yaws)

| | Komponen | A | B | C |
|---|---------------------------------------|--------|-----------|----------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 8,1288 | 1660,8713 | 238,1310 |
| B | H ₂ O (HK) | 8,0557 | 1723,6425 | 233,0800 |
| C | CH ₃ COOH | 7,2759 | 1327,1634 | 183,9130 |

a. Menentukan *boiling point*

$$\text{Trial } T = 95,240 \text{ °C}$$

$$\text{Log } P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$P_A = 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{°C})})}$$

$$= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1310 + 95})}$$

$$= 10^{(3,1467)}$$

$$= 1401,8420 \text{ mmHg}$$

$$K_A = \frac{P_i}{P_o}$$

$$= \frac{1401,8420}{760,0000}$$

$$= 1,8445$$

$$\alpha_A = \frac{K_A}{K_C}$$

$$= \frac{1,8445}{0,8415}$$

$$= 2,1921$$

Tabel A.45 Perhitungan Koefisien Antoine *boiling point*

| | Komponen | xF | Pi | Ki |
|---|---------------------------------------|------------|-----------------|----------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,1584 | 1401,8420 | 1,8445 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,8416 | 639,5054 | 0,8415 |
| C | CH ₃ COOH | 0,000011 | 332,3909 | 0,4374 |
| | Total | 1,0000 | - | 3,1233 |
| | Komponen | α_i | $\alpha_i * xF$ | y _i |
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,1921 | 0,3471 | 0,2920 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,8416 | 0,7080 |

| | | | | |
|---|----------------------|--------|--------|--------|
| C | CH ₃ COOH | 0,5198 | 0,0000 | 0,0000 |
| | Total | - | 1,1888 | 1,0000 |

$$\begin{aligned} K_c &= 0,841 \\ K_c &= \frac{1}{\sum \alpha_i * x_F} \\ &= \frac{1}{1,1888} \\ &= 0,841 \end{aligned}$$

Trial T = 95,240 °C benar, karena pada $K_c = 1/\sum \alpha_i * x_F$

b. Menentukan *dew point*

Trial T = 83,800 °C

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{°C})})} \\ &= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1310 + 84})} \\ &= 10^{(2,9697)} \\ &= 932,5220 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\ &= \frac{932,5220}{760,0000} \\ &= 1,2270 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{1,2270}{0,5439} \\ &= 2,2560 \end{aligned}$$

Tabel A.46 Perhitungan Koefisien Antoine untuk *dew point*

| | Komponen | y_{iD} | P_i | K_i |
|---|---------------------------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,8187 | 932,5220 | 1,2270 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,1813 | 413,3452 | 0,5439 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0000 | 208,2039 | 0,2740 |
| | Total | 1,00000 | - | 2,0448 |

| | Komponen | a_i | y_i/a_i | x_i | y_i |
|---|---------------------------------------|----------------------|------------------------------------|----------------------|----------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,2560 | 0,3629 | 0,3969 | 2,77 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,1813 | 0,1983 | 0,54 |
| C | CH ₃ COOH | 0,5037 | 0,0000 | 0,0000 | 0,138 |
| | Total | 3,7597 | 0,5442 | 0,5952 | 3,45 |

$$K_c = 0,544$$

$$K_c = \frac{\sum y_i / \alpha_i}{0,544}$$

Trial T = 83,800 °C benar, karena pada $K_c = \sum y_i / \alpha_i$

c. Menentukan *bubble point*

Trial T = 99,750 °C

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$P_A = 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{°C})})}$$

$$= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1310 + 99,8})}$$

$$= 10^{(3,2132)}$$

$$= 1633,8003 \text{ mmHg}$$

$$K_A = \frac{P_i}{P_o}$$

$$= \frac{1633,8003}{760,0000}$$

$$= 2,1497$$

$$\alpha_A = \frac{K_A}{K_C}$$

$$= \frac{2,1497}{0,9912}$$

$$= 2,1688$$

Tabel A.47 Perhitungan Koefisien Antoine *bubble point*

| | Komponen | xiW | Pi | Ki |
|---|---------------------------------------|------------------------------|------------------------------------|-----------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 0,0078 | 1633,8003 | 2,1497 |
| B | H ₂ O (HK) | 0,9922 | 753,3254 | 0,9912 |
| C | CH ₃ COOH | 0,0000 | 395,5830 | 0,5205 |
| | Total | 1,0000 | - | 0,0000 |
| | Komponen | α_i | $\alpha_i * xiW$ | yi |
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 2,1688 | 0,0169 | 0,0167 |
| B | H ₂ O (HK) | 1,0000 | 0,9922 | 0,9833 |
| C | CH ₃ COOH | 0,5251 | 0,0000 | 0,0000 |
| | Total | - | 1,0091 | 1,0000 |

$$K_c = 0,991$$

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i * xiW}$$

$$= \frac{1}{1,0091}$$

$$= 0,991$$

Trial T = 99,750 °C benar, karena pada $K_c = 1/\sum \alpha_i * xiW$

Menurut Geankoplis (2003), untuk mengitung fraksi mol sebenarnya tiap komponen sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\alpha_L &= \sqrt{\frac{\alpha_{LD} \times \alpha_{LW}}{2,1688}} \\
&= \sqrt{\frac{2,2560}{4,8929}} \times \sqrt{\frac{2,1688}{2,2120}} \\
&= \sqrt{\frac{2,2560}{4,8929}} \times \sqrt{\frac{2,1688}{2,2120}} \\
Nm &= \frac{\log \left[\frac{XLD*D}{XHD*D} \right] * \frac{XHW*W}{XLW*W}}{\log(\alpha_{L,av})} \\
&= \frac{\log \left[\frac{0,82}{0,18} * \frac{1767,27}{1767,27} \right] * \left(\frac{0,9922}{0,0078} * \frac{7750}{7750} \right)}{\log 2,2120} \\
&= \frac{\log \frac{4,5157}{2,2120} * 127,5553}{\log 2,2120} \\
&= \frac{2,7604}{0,3448} \\
&= 8,0063
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\alpha_C &= \sqrt{\frac{\alpha C_D * \alpha C_W}{0,5251}} \\
&= \sqrt{\frac{0,5037 * 0,5143}{0,5251}}
\end{aligned}$$

a. Komponen C (CH_3COOH)

Menurut Geankoplis (2003), fraksi mol komponen C:

$$\begin{aligned}
\frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (\alpha_C)^{Nm} * \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W} \\
\frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (0,5239)^{5,6586} * \frac{0,18 * 1767,2695}{0,99 * 7750,18} \\
\frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0049 * 0,0417 \\
\frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0002 \\
\frac{X_{CD}*D}{X_{CD}*D} &= 0,0002 X_{CW}*W
\end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
0,0000 * 9517,45 &= 0,0002 X_{CW}*W + X_{CW}*W \\
&= X_{CW}*W + X_{CW}*W \\
&= 1,0002 X_{CW}*W \\
X_{CW}*W &= 0,1046 \text{ kmol}
\end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}
X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW}*W \\
0,1046 &= Y_{CD} * D + 0,1046 \\
Y_{CD} * D &= 0,0000 \text{ kmol}
\end{aligned}$$

Tabel A.48 Fraksi Tiap Komponen

| | Komponen | X_{iF} | $X_{iF}F$ | $Y_{iD}D$ |
|---|--------------------------------------|----------|-----------|-----------|
| A | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK) | 0,1584 | 1507,1476 | 1446,8617 |
| B | H_2O (HK) | 0,8416 | 8010,1960 | 320,4078 |
| C | CH_3COOH | 0,0000 | 0,1046 | 0,0000 |

| | | | | |
|--|--------------|--------|-----------|-----------|
| | Total | 1,0000 | 9517,4482 | 1767,2696 |
|--|--------------|--------|-----------|-----------|

| | Komponen | X_{iW}W | Y_{iD} | X_{iW} |
|---|---------------------------------------|------------------------|-----------------------|-----------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 60,2859 | 0,8187 | 0,0078 |
| B | H ₂ O (HK) | 7689,7882 | 0,1813 | 0,9922 |
| C | CH ₃ COOH | 0,1046 | 0,0000 | 0,0000 |
| | Total | 7750,1786 | 1,0000 | 0,0000 |

Menghitung massa pada tiap-tiap komponen

- komponen A (C₂H₅OH) pada *distilat*

$$\frac{\text{mol}}{\text{massa komponen (kg)}} = \frac{\text{mol}}{\text{BM}}$$

$$\frac{1446,8617}{\text{massa komponen (kg)}} = \frac{1446,8617}{46,0700}$$

$$66656,9 = \text{massa komponen (kg)}$$

Melakukan perhitungan yang sama untuk *bottom product*

dan komponen B, C, dan D

Tabel A.49 Massa Komponen pada Distilat dan *Bottom*

| | Komponen | Distilat (kg) | Bottom (kg) |
|---|---------------------------------------|----------------------|--------------------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 66656,9189 | 2777,3716 |
| B | H ₂ O (HK) | 5767,3411 | 138416,1869 |
| C | CH ₃ COOH | 0,00 | 6,2796 |
| | Total | 72424,2613 | 141199,8381 |

$$\frac{\text{Nm}}{\text{N}} = 0,68 \quad \text{Dari figure 11.7-3}$$

$$\frac{8,0063}{\text{N}} = 0,68 \quad \text{Geankoplis (2003)}$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,206 \log \left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \approx \frac{\text{W}}{\text{D}} * \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,206 \log \left(\frac{0,8416}{0,0078} \right) \approx \frac{141199,8381}{72424,2613}$$

$$* \left(\frac{0,0078}{0,1813} \right)^2$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,206 \log 0,3883$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = -0,0846$$

$$\frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,8229$$

$$\text{Ne} = 0,8229 \quad \text{Ns}$$

$$\frac{\text{N}}{12} = \frac{\text{Ne} + \text{Ns}}{0,8229} \quad \text{Ns} + \text{Ns}$$

$$\frac{\text{Ns}}{12} = \frac{6,5828}{0,8229} \approx 7$$

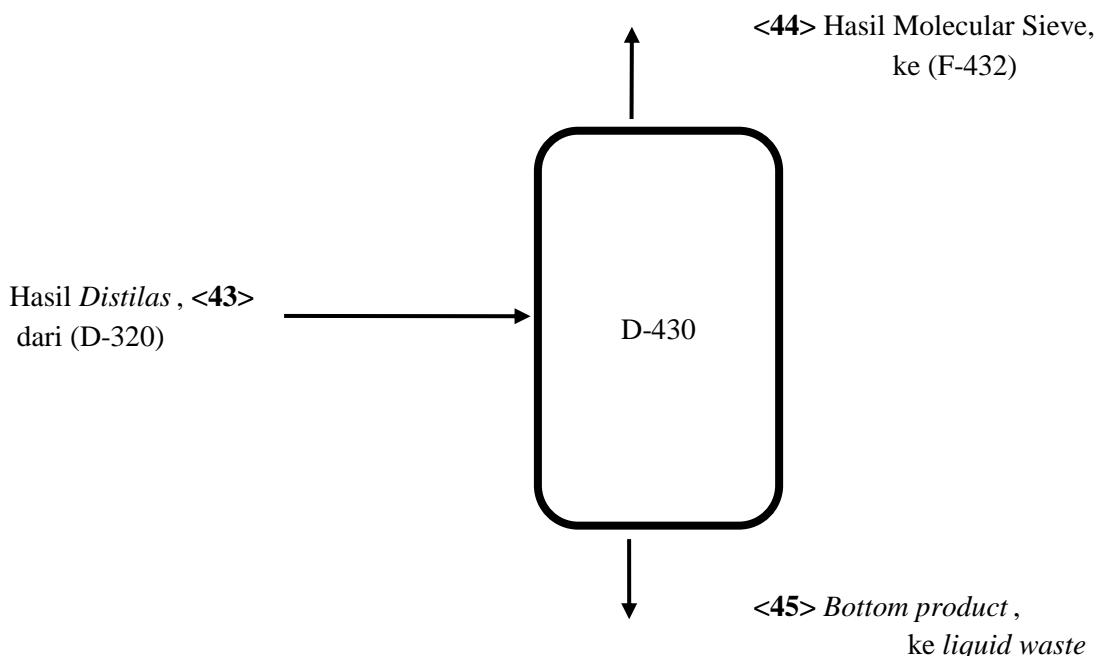
$$\begin{aligned} Ne &= N - N_s \\ &= 5 \end{aligned}$$

Tabel A.50 Neraca Massa pada distilasi II

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------------------|------------|-------------------------------|------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <41> | | Aliran <43> | |
| Etanol | 69434,29 | Etanol | 66656,92 |
| Air | 144183,53 | Air | 5767,34 |
| CH ₃ COOH | 6,28 | sub total | 72424,26 |
| | | Aliran <42> bott | |
| | | Etanol | 2777,37 |
| | | Air | 138416,19 |
| | | CH ₃ COOH | 6,28 |
| | | sub total | 141199,84 |
| total | 213624,10 | total | 213624,10 |

17. Molecular Sieve (D-324)

Fungsi: mengikat molekul air yang terkandung dalam etanol, dengan kemurnian etanol mencapai 99.8%



Tabel A.51 Komponen pada Aliran masuk

| | Komponen | massa (kg) | BM | kmol |
|---|---------------------------------------|------------|---------|-----------|
| A | C ₂ H ₅ OH (LK) | 66656,9189 | 46,0700 | 1446,8617 |
| B | H ₂ O (HK) | 5767,3411 | 18,0150 | 320,1411 |

Asumsi: molecular sieve menyerap air hingga 99%, komponen CH₃COOH ikut terserap dengan H₂O.

$$- \underline{95,0} \quad x \quad 320,1411 \quad = \quad 304,1340 \quad \text{kmol}$$

$$100 = 5478,9741 \text{ kg}$$

- maka sisa air dalam bioetanol adalah:

$$\begin{aligned} &= 304,1340 & - & 320,1411 \\ &= 16,0071 & \text{kmol} \\ &= 288,3671 & \text{kg} \end{aligned}$$

Tabel A.52 Neraca Massa pada Molecular Sieve

| Aliran Masuk | | Aliran Keluar | |
|--------------------------|-------------------|--------------------------|-------------------|
| Komponen | Massa (kg) | Komponen | Massa (kg) |
| Aliran <43> | | Aliran <45> | |
| Etanol | 66656,9189 | H ₂ O | 5478,9741 |
| H ₂ O | 5767,3411 | Aliran <44> | |
| | | Etanol | 66656,9189 |
| | | H ₂ O | 288,3671 |
| | | | 66945,2859 |
| Total | 72424,2600 | Total | 72424,2600 |

APPENDIKS B

NERACA PANAS

| | | |
|--------------------|---|-----------------------------------|
| Kapasitas produksi | = | 22000000 kg/tahun |
| | = | 66666,6667 kg/hari |
| Operasi | = | 330 hari/ tahun; 24 jam/hari |
| Basis Waktu | = | 1 hari |
| Bahan Baku | = | 229713,1212 kg tandan kosong/hari |
| Satuan massa | = | kilogram (kg) |
| Tref | = | 25 C |

Menghitung Cp dengan Hukum Kopp's (perry)

Tabel B.1 Data cp berdasarkan hukum kopp

| No. | Atomic element | Δe | BM |
|-----|----------------|------------|----|
| 1 | C | 10,89 | 12 |
| 2 | H | 7,56 | 1 |
| 3 | O | 13,42 | 16 |
| 4 | N | 18,74 | 14 |
| 5 | S | 12,36 | 32 |

$$\text{Cp Xylan (C5H8O4)} : (5 \times 10,89) + (8 \times 7,56) + (4 \times 13,42) \\ = 168,61 \text{ J/mol K}$$

$$\text{BM Xylan} = 132 \\ \text{Cp Xylan} = 168,61 \text{ J/mol K} / 132 \text{ g} \\ = 1,277348 \text{ J/gram K} \\ = 0,305 \text{ kkal/kg C}$$

$$\text{Cp Glukosa (C6H12O6)} : (6 \times 10,89) + (12 \times 7,56) + (6 \times 13,42) \\ = 236,58 \text{ J/mol K}$$

$$\text{BM Glukosa} = 180 \\ \text{Cp Glukosa} = 236,58 \text{ J/mol K} / 180 \text{ g} \\ = 1,314333 \text{ J/gram K} \\ = 0,312 \text{ kkal/kg C}$$

$$\text{Cp Lignin (C10H13,9O1,3)} : (10 \times 10,89) + (13,9 \times 7,56) + (1,3 \times 13,42) \\ = 231,43 \text{ J/mol K}$$

$$\text{BM Lignin} = 154,7$$

| | | | | | |
|---|---|----------|-----------|-------|---|
| Cp Lignin | = | 231,43 | J/mol K / | 154,7 | g |
| | = | 1,495992 | J/gram K | | |
| | = | 0,357 | kkal/kg C | | |
| Cp Celllobiose (C12H22O11) (12x10,89)+(22x7,56)+(11x13,42) | = | 444,62 | J/mol K | | |
| BM Celllobiose | = | 342 | | | |
| Cp Celllobiose | = | 444,62 | J/mol K / | 342 | g |
| | = | 1,300058 | J/gram K | | |
| | = | 0,311 | kkal/kg C | | |
| Cp Xylose (C5H10O5) : (5x10,89)+(10x7,56)+(5x13,42) | = | 197,15 | J/mol K | | |
| BM Xylose | = | 150 | | | |
| Cp Xylose | = | 197,15 | J/mol K / | 150 | g |
| | = | 1,314333 | J/gram K | | |
| | = | 0,314 | kkal/kg C | | |
| Cp Furfural (C5H4O2) : (5x10,89)+(4x7,56)+(2x13,42) | = | 111,53 | J/mol K | | |
| BM Furfural | = | 96 | | | |
| Cp Furfural | = | 111,53 | J/mol K / | 96 | g |
| | = | 1,161771 | J/gram K | | |
| | = | 0,278 | kkal/kg C | | |
| Cp Sellulosa (C5H10O5) : (5x10,89)+(10x7,56)+(5x13,42) | = | 197,15 | J/mol K | | |
| BM Sellulosa | = | 150 | | | |
| Cp Sellulosa | = | 197,15 | J/mol K / | 150 | g |
| | = | 1,314333 | J/gram K | | |
| | = | 0,314 | kkal/kg C | | |
| Cp Hemisellulosa (C5H8O4) : (5x10,89)+(8x7,56)+(4x13,42) | = | 168,61 | J/mol K | | |
| BM Hemiselulosa | = | 132 | | | |
| Cp Hemiselulosa | = | 168,61 | J/mol K / | 132 | g |
| | = | 1,277348 | J/gram K | | |
| | = | 0,305 | kkal/kg C | | |

$$\text{Cp Z. mobilis } (\text{CH1,8O0,5N0,2}) : (1 \times 10,89) + (1,8 \times 7,56) + (0,5 \times 13,42) + (1,2 \times 18,74)$$

$$= 34,956 \text{ J/mol K}$$

$$\text{BM Z. Mobilis} = 25$$

$$\text{Cp Z. Mobilis} = 34,956 \text{ J/mol K / 25 g}$$

$$= 1,420976 \text{ J/gram K}$$

$$= 0,34 \text{ kkal/kg C}$$

$$\text{Cp E. selulosa } (\text{CH1,57N0,29O0,31S0,007}) : (1 \times 10,89) + (1,57 \times 7,56) + (0,29 \times 13,42) + (0,007 \times 12,3)$$

$$= 44,721 \text{ J/mol K}$$

$$\text{BM Z. Mobilis} = 23$$

$$\text{Cp Z. Mobilis} = 44,721 \text{ J/mol K / 23 g}$$

$$= 1,960205 \text{ J/gram K}$$

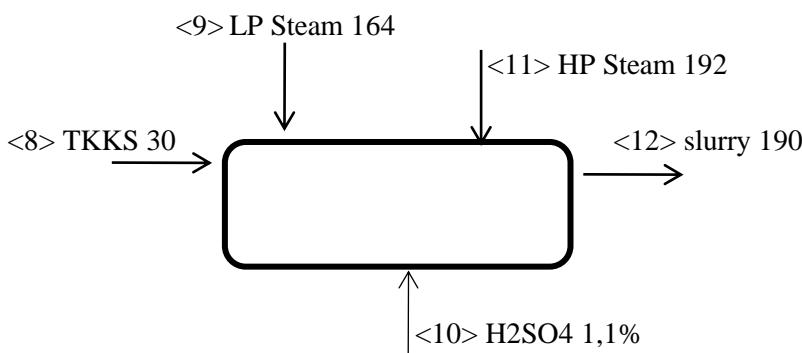
$$= 0,468 \text{ kkal/kg C}$$

Dari perhitungan tersebut didapatkan Cp komponen

| No. | KOMPONEN | Cp (kcal/kg C) | No. | KOMPONEN | Cp (kcal/kg C) |
|-----|--------------------------------------|----------------|-----|----------------------|----------------|
| 1 | Xylan | 0,305 | 15 | Air 164 C | 0,796 |
| 2 | Glukosa | 0,312 | 16 | Air 192 C | 0,91 |
| 3 | Sellulosa | 0,314 | 17 | Z. Mobilis | 0,34 |
| 4 | Xylose | 0,314 | 18 | E. Selulosa | 0,468 |
| 5 | Hemiselulosa | 0,305 | 19 | Ethanol | 0,621 |
| 6 | Lignin | 0,357 | 20 | Diammonium fosfat | 3 |
| 7 | Furfural | 0,278 | 21 | CH ₃ COOH | 0,535 |
| 8 | Cellobiase | 0,311 | 22 | CO ₂ | 0,27 |
| 9 | H ₂ SO ₄ | 0,3393 | | | |
| 10 | Air | 0,9887 | | | |
| 11 | Ca(OH) ₂ | 0,29 | | | |
| 12 | Gypsum | 0,259 | | | |
| 13 | Ash | 0,57 | | | |
| 14 | CaSO ₄ .2H ₂ O | 0,272 | | | |

1. Reaktor Hidrolisis Asam (R-110)

Fungsi : untuk memecah lignin yang melindungi selulosa dan hemiselulosa



$$\text{Suhu bahan masuk} = \quad 30 \quad \text{C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = \quad 190 \quad \text{C}$$

$$\text{Suhu reff} = \quad 25 \quad \text{C}$$

$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Reaktor prehidrolisis (R-110)

| Komponen | massa (kg) | C _p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|-------------|------------------------------|--------|----------|
| aliran <8> | | | | |
| Selulosa | 101533,20 | 0,314 | 5 | 159407 |
| Hemiselulosa | 76953,90 | 0,305 | 5 | 117355 |
| Lignin | 46861,48 | 0,35700 | 5 | 83647,7 |
| Ash | 4364,55 | 0,57 | 5 | 12439 |
| Aliran <10> | | | | |
| H ₂ SO ₄ | 11170,69 | 0,3393 | 5 | 18951,1 |
| Air | 514106,6424 | 0,9887 | 5 | 2541486 |
| Aliran <9> | | | | |
| air (LP steam) | 3573,315219 | 0,796 | 139 | 395366 |
| Aliran <11> | | | | |

| | | | | |
|----------------|-------------|------|-----|----------------|
| Air (HP steam) | 7146,630438 | 0,91 | 167 | 1086073 |
| Total | | | | 4414725 |

Neraca Panas Bahan Keluar ke Reaktor prehidrolisis (R-110)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------|--------------------|------------------|-----------|-----------------|
| aliran <12> | | | | |
| Selulosa | 93004 | 0,314 | 165 | 4818558,525 |
| glukose | 7897 | 0,312 | 165 | 406538,9311 |
| G. Oligomer | 790 | 0,312 | 165 | 40653,89311 |
| cellobiase | 750 | 0,311 | 165 | 38497,41257 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | 165 | 96817,61992 |
| Xylose | 78702,84779 | 0,314 | 165 | 4077594,544 |
| X. Oligomer | 2186,190216 | 0,314 | 165 | 113266,5151 |
| Lignin | 44518 | 0,35700 | 165 | 2622356,523 |
| S. Lignin | 2343,073837 | 0,35700 | 165 | 138018,7643 |
| Air | 515261,12 | 0,9887 | 165 | 84057380 |
| Ash | 4364,55 | 0,57 | 165 | 410485,862 |
| H2SO4 | 11170,69 | 0,3393 | 165 | 625385,7666 |
| Furfural | 11170,69 | 0,278 | 165 | 512399,7734 |
| Total | 774082,7755 | | | 97957954 |

Data Panas Pembakaran (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

$$\Delta H_f = - \Delta H_c - (94051,8 \times a) - (34158,7 \times b)$$

Dimana :

a = Jumlah atom C

b = Jumlah atom H

(Hougen, 1954, hal 266)

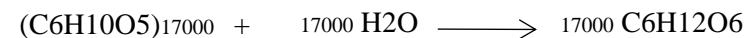
Data Panas Pembakaran (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

| Komponen | ΔH_c | ΔH_f | Satuan |
|----------|--------------|--------------|-----------|
| C6H10O5 | -54273,47874 | -851624,3213 | kkal/kmol |

| | | | |
|--------------|----------|-----------|-----------|
| C5H8O4 | -560780 | -182748,6 | kkal/kmol |
| C10H13,9O1,3 | - | - | kkal/kmol |
| H2O | - | -68317,4 | kkal/kmol |
| C6H12O6 | -673000 | -301215,2 | kkal/kmol |
| C12H22O11 | -1348900 | -531213 | kkal/kmol |
| C5H10O5 | -673000 | -138846 | kkal/kmol |
| C5H4O2 | - | -151000 | kkal/kmol |

Reaksi yang terjadi didalam reaktor

Reaksi 1



$$n = 150 \text{ mol yang bereaksi} = 0,127$$

Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\Delta H_{Rx} 25 = (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25)$$

$$= -13215024,76 - -3246331,447$$

$$= -9968693,315 \text{ kkal}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C6H10O5 | 47,38215981 | 0,314 | 5 | 74,3899909 |
| H2O | 789,7026634 | 0,9887 | 5 | 3903,895117 |
| Total | | | | 3978,285108 |

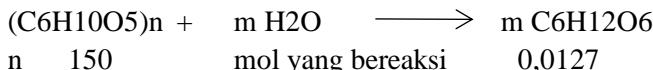
Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C6H12O6 | 7897,026634 | 0,312 | 165 | 406538,9311 |
| Total | | | | 406538,9311 |

$$\begin{aligned}
 \Delta HR1 &= (\Sigma HP + \Sigma HR) + \Delta HR25 \\
 &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\
 &= -9566132,669 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2



Menghitung ΔHR_x 25

$$\begin{aligned}
 \Delta HR_x 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\
 &= -1321502,476 - -324633,1447 \\
 &= -996869,3315 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₆ H ₁₀ O ₅ | 4,738215981 | 0,314 | 5 | 7,43899909 |
| H ₂ O | 78,97026634 | 0,9887 | 5 | 390,3895117 |
| Total | | | | 397,8285108 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₆ H ₁₂ O ₆ | 343,782 | 0,3110 | 165 | 17641,17333 |
| Total | | | | 17641,17333 |

$$\begin{aligned}
 \Delta HR2 &= (\Sigma HP - \Sigma HR) + \Delta HR25 \\
 &= (1623685,562 - 169,996) + (618726,521) \\
 &= -979625,9867 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3



n 150 mol yang bereaksi 0,0127

Menghitung $\Delta H_{Rx\ 25}$

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx\ 25} &= (\Delta H_f\text{ Produk } 25 - \Delta H_f\text{ Reaktan } 25) \\ &= -1165278,669 - -174770,8315 \\ &= -990507,8378 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|------------|------------------|-------------------|-----------|
| C ₆ H ₁₀ O ₅ | 2,0574 | 0,314 | 5 | 3,230118 |
| H ₂ O | 17,19 | 0,9887 | 5 | 84,978765 |
| Total | | | | 88,208883 |

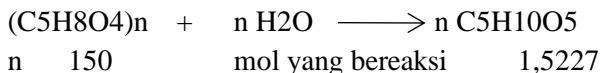
Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ | 750,2175303 | 0,312 | 165 | 38621,19846 |
| Total | | | | 38621,19846 |

$$\begin{aligned}\Delta H_{R3} &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25} \\ &= (1623504,566 - 85,0260123) + (388728,721) \\ &= -951974,8482 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi 4



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx} 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= -72850504,02 - -36484396,68 \\ &= -36366107,35 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₅ H ₈ O ₄ | 461,7233737 | 0,3050 | 5 | 704,1281449 |
| H ₂ O | 9444,341734 | 0,9887 | 5 | 46688,10336 |
| Total | | | | 47392,23151 |

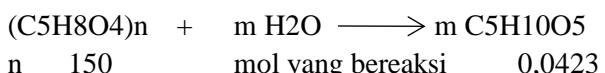
Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₅ H ₁₀ O ₅ | 78702,84779 | 0,3140 | 165 | 4077594,544 |
| Total | | | | 4077594,544 |

$$\begin{aligned}\Delta H_{R4} &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25} \\ &= (1659045,195 - 21985,9817) + (112220) \\ &= -32335905,03 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi 5



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}
 \Delta HRx\ 25 &= (\Delta Hf\ Produk\ 25 - \Delta Hf\ Reaktan\ 25) \\
 &= -2023625,112 - -1013455,463 \\
 &= -1010169,649\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|---------------|----------------|-------------|
| C5H8O4 | 5,5836 | 0,3050 | 5 | 8,51499 |
| H2O | 114,2046 | 0,9887 | 5 | 564,5704401 |
| Total | | | | 573,0854301 |

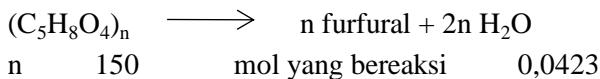
Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|---------------|----------------|-------------|
| C5H10O5 | 951,705 | 0,314 | 165 | 49307,83605 |
| Total | | | | 49307,83605 |

$$\begin{aligned}
 \Delta HR5 &= (\Sigma HP - \Sigma HR) + \Delta HR25 \\
 &= (1624555,268 - 572,551985) + (112220) \\
 &= -961434,8979\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 6



Menghitung $\Delta HRx\ 25$

$$\begin{aligned}
 \Delta HRx\ 25 &= (\Delta Hf\ Produk\ 25 - \Delta Hf\ Reaktan\ 25) \\
 &= -6392927,389 - -35513,17345 \\
 &= -6357414,215\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C5H8O4 | 25,65129854 | 0,3050 | 5 | 39,11823027 |
| Total | | | | 39,11823027 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| Furfural | 18,65548985 | 0,3140 | 165 | 966,5409289 |
| H2O | 1049,371304 | 0,278 | 165 | 48134,66171 |
| Total | | | | 49101,20263 |

$$\begin{aligned}\Delta HR6 &= (\Sigma HP - \Sigma HR) + \Delta HR25 \\ &= (1624555,268 - 572,551985) + (112220) \\ &= -6308352,131 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi 7



Menghitung ΔHR_x 25

$$\begin{aligned}\Delta HR_x 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= -2098880,193 - -2098880,193 \\ &= 0 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|----------|
|----------|------------|------------------|-------------------|----------|

| | | | | |
|--------------|-------------|--------|---|-------------|
| C10H13,9O1,1 | 1,464421148 | 0,3570 | 5 | 2,613991749 |
| | Total | | | 2,613991749 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------|-------------|------------------|-------------------|-------------|
| C10H13,9O1,1 | 2343,073837 | 0,3570 | 165 | 138018,7643 |
| | Total | | | 138018,7643 |

$$\begin{aligned}\Delta HR7 &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta HR25 \\ &= (1820,798 - 1,137) + (112220) \\ &= 138016,1504 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR_{\text{total}} &= \Delta HR1 + \Delta HR2 + \Delta HR3 + \Delta HR4 + \Delta HR5 + \Delta HR6 + \Delta HR7 \\ &= -50965409,42 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan

Suhu bahan dinaikkan hingga 190 °C dengan diinjeksi steam bertekanan 683 kPa, (164 °C saturated steam) dan steam bertekanan 1314 kPa 192 C Saturated Steam

Low pressure steam (164°C)

Data enthalpi (H) steam pada Reaktor Prehidrolisis (R-110)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|------------------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

Neraca Panas H LP Steam

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + \Delta HR + Q_{loss}$$

asumsi Q loss = 5% Qsupply

$$Q_{supply} = H_{out} + \Delta HR - H_{in} + 0,05 Q_{supply}$$

$$ms \times \lambda = 42983299 - 9991446,2 - 200508 + 0,05 (ms \times \lambda)$$

$$494,06 \times ms = 42577820 + 25 ms$$

$$\begin{aligned} ms &= 42577820 : 469,608 \\ ms &= 90666,72525 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= ms \times \lambda \\ &= 44844487,64 \text{ kkal} \\ Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ &= 2242224,382 \end{aligned}$$

High Pressure Steam (192°C)

Data enthalpi (H) steam pada Reaktor Prehidrolisis (R-110)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kJ/kg) | λ (kJ/kg) |
|--------|---------|--------------|------------|-------------------|
| 192 | 1314,1 | 195,17 | 666,29 | 471,12 |

Neraca Panas H HP Steam

$$H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} = H_{\text{out}} + \Delta H_{\text{R}} + Q_{\text{loss}}$$

asumsi Q loss = 5% Qsupply

$$Q_{\text{supply}} = H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{R}} - H_{\text{in}} + 0,05 Q_{\text{supply}}$$

$$ms \times \lambda = 42983299 - 9991446,2 - 200508 + 0,05 (ms \times \lambda)$$

$$1971,16 \times ms = 42577820 + 24 ms$$

$$ms = 42577820 : 372,12$$

$$ms = 114419,5945 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= ms \times \lambda \\ &= 53905359,37 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ &= 2695267,968 \end{aligned}$$

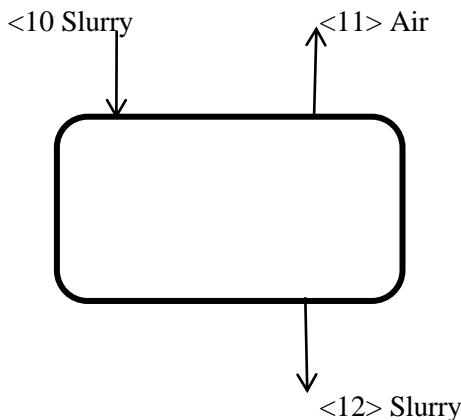
Neraca Panas pada Reaktor Prehidrolisis

| Masuk | | Keluar | |
|-------------|-------------|-------------|----------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| H masuk | 4414725,10 | H keluar | 97957954 |
| Qsupply tot | 98749847,01 | Qloss total | 56172027 |

| | | | |
|--|-----------|---------|-----------|
| | | Hrtotal | -50965409 |
| | 103164572 | | 103164572 |

2. Blowdown Tank (F-117)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor pre-treatment sampai dengan tekanan atmosfer 1 atm



Suhu bahan masuk = 190 C

Suhu bahan keluar = 101 C

Suhu reff = 25 C

$$\Delta T H11 = 190 C - 25 C$$

$$= 165$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke tangki blowdown (F-117)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| aliran <10> | | | | |
| selulose | 93004 | 0,314 | 165 | 4818558,525 |
| glukose | 7897 | 0,312 | 165 | 406538,9311 |
| G. oligomer | 790 | 0,312 | 165 | 40653,89311 |
| Cellobiose | 750 | 0,311 | 165 | 38497,41257 |

| | | | | |
|--------------------------------|---------------|-------|-----|-----------------|
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 165 | 96817,61992 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 165 | 4077594,544 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 165 | 113266,5151 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 165 | 2622356,523 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 165 | 138018,7643 |
| Air | 515261 | 0,989 | 165 | 84057380 |
| Other | 4365 | 0,570 | 165 | 410485,862 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | 0,339 | 165 | 625385,7666 |
| furfural | 2798 | 0,278 | 165 | 128359,0979 |
| Total | 765710 | | | 97445554 |

$$\Delta T H13 = 101 \text{ C} - 25 \text{ C} = 76 \text{ C} \quad \Delta T H13 = 104 \text{ C} - 25 \text{ C} = 79 \text{ C}$$

Neraca Bahan Panas keluar ke tangki blowdown (F-117)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|---------------|------------------|-------------------|--------------------|
| aliran <12> | | | | |
| Selulosa | 93004 | 0,314 | 76 | 2219457,26 |
| glukose | 7897 | 0,312 | 76 | 187254,2956 |
| G. Oligomer | 790 | 0,312 | 76 | 18725,42956 |
| cellobiase | 750 | 0,311 | 76 | 17732,14155 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | 76 | 44594,78251 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 76 | 1878164,76 |
| X. Oligomer | 2186 | 0,314 | 76 | 52171,24332 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 76 | 1207873,307 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 76 | 63572,27933 |
| Air | 436073 | 0,9887 | 76 | 32767047 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 76 | 189072,2758 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | 0,3393 | 76 | 288056,4743 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 76 | 23057,96158 |
| Aliran <11> | | | | |
| Air | 79188 | 0,9887 | 79 | 6185171,739 |
| Furfural | 1707 | 0,278 | 79 | 37488,63592 |
| Total | 765710 | | | 45179439,41 |

Data enthalpi (H) steam pada suhu 190 C (H10)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|---------------------|
| 190 | 1254,4 | 193,025 | 665,965 | 472,94 |

Data enthalpi (H) steam pada suhu 104 C (H11)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|---------------------|
| 104 | 117 | 102,175 | 640,32 | 538,145 |

Data enthalpi (H) steam pada suhu 101 C (H12)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|---------------------|
| 101 | 105,24 | 101,162 | 639,971 | 538,809 |

(Geankoplis, Appendiks A-2-9)

243687592,5

Neraca Panas Total :

277627327

H slurry masuk + Hs = H air keluar + H *slurry* keluar

$$42368305,75 + ((\lambda_{11} \times W_{11}) - ((\lambda_{12} \times W_{12}) + (\lambda_{13} \times (W_{11} - W_{12})))) \\ = 19646236,49$$

$$42368305,75 + ((106083435,7 - (538,145 \times W_{12}) + (538,81 \times (224306,33 - W_{13}))) = \\ = 19646236,49$$

$$63505820 - -1 = 19646236,49 \\ W_{12} = -27599970 \text{ kg}$$

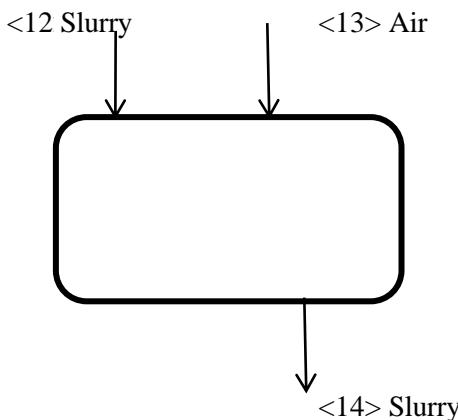
$$Hs = ((\lambda_{11} \times W_{11}) - ((\lambda_{12} \times W_{12}) + (\lambda_{13} \times (W_{11} - W_{12})))) \\ = 1423801366 - 1647120790 + (-27016232) \\ = -52266115$$

Neraca Panas pada Blowdown Tank

| Masuk | | Keluar | |
|-----------------|--------------|-----------------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| H masuk | 97445554,26 | H keluar | 45179439,41 |
| Hs | -52266114,87 | | |
| 45179439 | | 45179439 | |

3. Mixing Tank (M-119)

Fungsi : untuk menurunkan konsentrasi padatan 30% menjadi 10% dengan penambahan air agar menjadi slurry yang dapat dipompa menuju pressure filter



$$\text{Suhu bahan masuk} = 101 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = ? \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

$$\Delta T_{H16} = 101 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 76$$

$$\Delta T_{H17} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 3$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Mixing Tank (M-119)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| aliran <16> | | | | |
| Selulosa | 93004 | 0,314 | 76 | 2219457,26 |
| glukose | 7897 | 0,31200 | 76 | 187254,2956 |
| G. Oligomer | 790 | 0,31200 | 76 | 18725,42956 |
| cellobiase | 750 | 0,31100 | 76 | 17732,14155 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,30500 | 76 | 44594,78251 |
| Xylose | 78703 | 0,31400 | 76 | 1878164,76 |

| | | | | |
|--------------|----------------|---------|----|-----------------|
| X. Oligomer | 2186 | 0,31400 | 76 | 52171,24332 |
| Lignin | 44518 | 0,35700 | 76 | 1207873,307 |
| S. Lignin | 2343 | 0,31400 | 76 | 55915,11404 |
| Air | 436073 | 0,9887 | 76 | 32767047 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 76 | 189072,2758 |
| H2SO4 | 11171 | 0,3393 | 76 | 288056,4743 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 76 | 23057,96158 |
| aliran <17> | | | | |
| Air | 753297 | 0,9887 | 3 | 2234353,687 |
| Total | 1438112 | | | 41183476 |

$$\begin{aligned}\Delta T H18 &= T C - 25 C \\ &= (T-25) C\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas keluar ke Mixing Tank (M-119)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------|----------------|------------------|--------|--------------------------|
| aliran <18> | | | | |
| Selulosa | 93004 | 0,314 | (T-25) | 28552,354 (T-25) |
| glukose | 7897 | 0,312 | (T-25) | 2463,872 (T-25) |
| G. Oligomer | 790 | 0,312 | (T-25) | 246,387 (T-25) |
| cellobiase | 750 | 0,311 | (T-25) | 233,318 (T-25) |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | (T-25) | 509,82 (T-25) |
| Xylose | 78703 | 0,314 | (T-25) | 24712,69 (T-25) |
| X. Oligomer | 2186 | 0,314 | (T-25) | 686,464 (T-25) |
| Lignin | 44518 | 0,357 | (T-25) | 15893,07 (T-25) |
| S. Lignin | 2343 | 0,314 | (T-25) | 735,72 (T-25) |
| Air | 1189370 | 0,9887 | (T-25) | 1175929,9 (T-25) |
| Ash | 4365 | 0,57 | (T-25) | 2487,79 (T-25) |
| H2SO4 | 11171 | 0,3393 | (T-25) | 3790,217 (T-25) |
| Furfural | 1091 | 0,278 | T-25 | 303,394 (T-25) |
| Total | 1438112 | | | 1256545,02 (T-25) |

Neraca Panas Total

$$\begin{aligned}
 \text{Hin} &= \text{Hout} + \text{Qloss} \\
 41183476 &= 1256545,02 (\text{T}-25) + (0,05 \times (1256545,02 (\text{T}-25))) \\
 41183476 &= 1320137 \text{ T} - 33003416,46 \\
 56 &= \text{T} \\
 \Delta \text{T H18} &= 57 \text{ C} - 25 \text{ C} \\
 &= 31
 \end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas keluar ke Mixing Tank (M-119)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|----------------|------------------|-----------------------|-----------------|
| aliran <18> | | | | |
| Selulosa | 93004 | 0,314 | 31 | 911039,6906 |
| glukose | 7897 | 0,312 | 31 | 76863,87955 |
| G. Oligomer | 790 | 0,312 | 31 | 7686,387955 |
| cellobiase | 750 | 0,311 | 31 | 7278,664491 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | 31 | 18305,20353 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 31 | 770946,4257 |
| X. Oligomer | 2186 | 0,314 | 31 | 21415,17849 |
| Lignin | 44518 | 0,35700 | 31 | 495806,1343 |
| S. Lignin | 2343 | 0,31400 | 31 | 22951,95727 |
| Air | 1189370 | 0,9887 | 31 | 36684748,23 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 31 | 77610,12153 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | 0,3393 | 31 | 118241,0159 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 31 | 9464,799601 |
| Total | 1438112 | | | 39222358 |

Q loss (asumsi 5%)

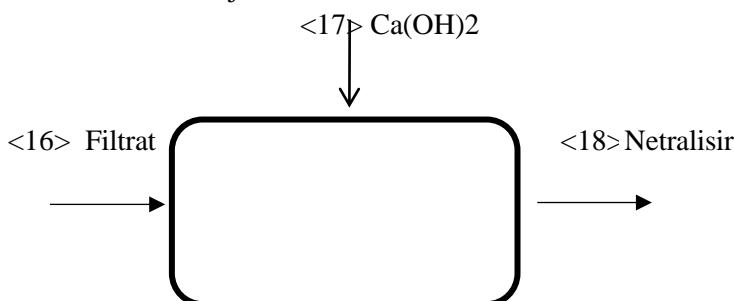
$$\begin{aligned}
 \text{Q loss} &= 0,05 \times \text{Hout} \\
 &= 0,05 \times 39222358 \\
 &= 1961117,9
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Pada mixing tank

| Masuk (kkal) | | Keluar (kkal) | |
|--------------|-----------------|---------------|-----------------|
| Hin | 41183476 | Hout | 39222358 |
| | | Qloss | 1961118 |
| Total | 41183476 | Total | 41183476 |

4. Overliming tank (R-123)

Fungsi : untuk menetralkan asam yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime), sehingga pH larutan naik menjadi 10



$$\text{Suhu bahan masuk} = 56 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 56 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

$$\begin{aligned}\Delta T H20 &= 56 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 31\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T H21 &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Reaktor overliming (R-123)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-------------------|----------|
| aliran <20> | | | | |

| | | | | |
|----------------|----------------|---------|----|--------------------|
| glukose | 7739,086102 | 0,312 | 31 | 74852,44078 |
| G. Oligomer | 773,9086102 | 0,3120 | 31 | 7485,244078 |
| Soluble lignin | 2296,21236 | 0,3570 | 31 | 25412,18219 |
| Xylose | 77128,79083 | 0,314 | 31 | 750771,6499 |
| X. Oligomer | 2142,466412 | 0,9887 | 31 | 65665,95279 |
| H2O | 1165582,398 | 0,989 | 31 | 35724750,83 |
| H2SO4 | 10947,28097 | 0,3393 | 31 | 115146,7854 |
| cellobiose | 735,2131797 | 0,31400 | 31 | 7156,565091 |
| Furfural | 1069,519233 | 0,27800 | 31 | 9217,116749 |
| aliran <21> | | | | |
| Ca(OH)2 | 11416 | 0,29 | 5 | 16552,81413 |
| Total | 1279831 | | | 36797011,58 |

$$\begin{aligned}\Delta T H18 &= 45 C - 25 C \\ &= 31\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas keluar ke overliming tank (R-123)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------|----------------|------------------|----------------|-------------------|
| aliran <22> | | | | |
| glukose | 7739 | 0,312 | 31 | 74852,44078 |
| G. Oligomer | 774 | 0,312 | 31 | 7485,244078 |
| Soluble lignin | 2296 | 0,357 | 31 | 25412,18219 |
| Xylose | 77129 | 0,314 | 31 | 750771,6499 |
| X. Oligomer | 2142 | 0,9887 | 31 | 65665,95279 |
| H2O | 1165582 | 0,9887 | 31 | 35724750,83 |
| H2SO4 | 0 | 0,3393 | 31 | 0 |
| cellobiose | 735 | 0,314 | 31 | 7156,565091 |
| Furfural | 1070 | 0,278 | 31 | 9217,116749 |
| CaSO4.2H2O | 19214 | 0,272 | 31 | 162009,0344 |
| Ca(OH)2 | 3149 | 0,29 | 31 | 28313,28295 |
| total | 1279831 | | | 36855634,3 |

Reaksi yang terjadi didalam reaktor



Data Panas Pembentukan (ΔH_f) :

$$\Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 = -235,58 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -194,69 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = -479,33 \text{ kkal/kmol}$$

(Perry, Table 2-178)

Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx} 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= -53544,49169 - -58090,36891 \\ &= 4545,877221 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Ca(OH) ₂ | 8266,3 | 0,29 | 31 | 74314,16465 |
| H ₂ SO ₄ | 10947 | 0,3393 | 31 | 115146,7854 |
| Total | | | | 189460,95 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---------------------------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| CaSO ₄ · 2H ₂ O | 19213,6 | 0,259 | 31 | 154265,9556 |
| Ca(OH) ₂ | 3149,4 | 0,29 | 31 | 28313,28295 |
| Total | | | | 182579,2385 |

$$\begin{aligned}\Delta HR &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25} \\ &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\ &= -2335,834282 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin pada cooler

T air pendingin masuk = 30

T air pendingin keluar = 45

Neraca Energi total

$$H_{in} = H_{out} + \Delta H_{R\text{total}} + Q_{serap}$$

$$36797011,58 = 36855634,3 -2335,834282 + Q_{serap}$$

$$Q_{serap} = -56286,88359 \text{ kkal}$$

Kebutuhan air pendingin

$$Q_{serap} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{massa air pendingin} = \frac{Q_{serap}}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{-56286,88359}{0,9987 \times (45-30)}$$

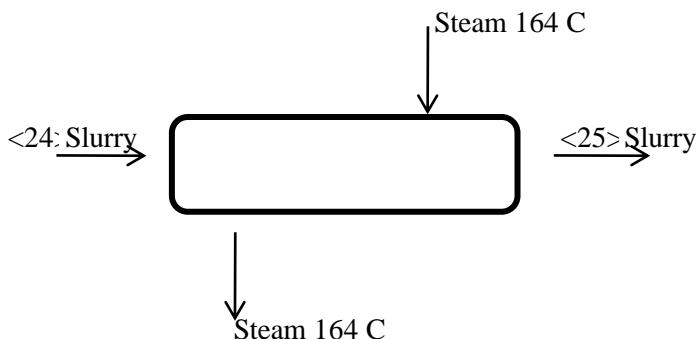
$$= -3795,35 \text{ kg}$$

Neraca panas total reaktor overliming (R-123)

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|-------------|-----------------|----------|
| <i>Komposisi</i> | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 36797011,58 | Hout | 36855634 |
| | | Qserap | -56287 |
| | | ΔH_R | -2336 |
| 36797012 | | 36797012 | |

5. Heater (E-212)

Fungsi : untuk Menaikkan suhu slurry hingga 65 C sebelum masuk reaktor sakarifikasi



$$\text{Suhu bahan masuk} = 56 \text{ C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 65 \text{ C}$$

$$\text{Suhu reff} = 25 \text{ C}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{H27} &= 54 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 31\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Heater (E-212)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| aliran <27> | | | | |
| selulose | 93004 | 0,314 | 31 | 905304,9349 |
| glukose | 7897 | 0,312 | 31 | 76380,04161 |
| G. oligomer | 790 | 0,312 | 31 | 7638,004161 |
| Cellobiose | 750 | 0,311 | 31 | 7232,847209 |
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 31 | 18189,97708 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 31 | 766093,5203 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 31 | 21280,37557 |
| Lignin | 44518 | 0,35700 | 31 | 492685,1648 |
| S. Lignin | 2343 | 0,35700 | 31 | 25930,79815 |
| Air | 1481076 | 0,9887 | 31 | 45394528 |

| | | | | |
|--------------------------------------|----------------|--------|----|-----------------|
| Ash | 4365 | 0,57 | 31 | 77121,58619 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,3393 | 31 | 2349,934396 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | 0,272 | 31 | 1118,667872 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 31 | 9405,221172 |
| Total | 1719003 | | | 47795854 |

$$\begin{aligned}\Delta T H27 &= 54 C - 25 C \\ &= 40\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Heater (E-212)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------------|----------------|------------------|-----------|-----------------|
| aliran <27> | | | | |
| selulose | 93004,41082 | 0,314 | 40 | 1168135,4 |
| glukose | 7897,026634 | 0,312 | 40 | 98554,8924 |
| G. oligomer | 789,7026634 | 0,312 | 40 | 9855,48924 |
| Cellobiose | 750,2175303 | 0,311 | 40 | 9332,706076 |
| Hemisellulose | 1923,84739 | 0,305 | 40 | 23470,93816 |
| Xylose | 78702,84779 | 0,314 | 40 | 988507,7682 |
| X.Oligomer | 2186,190216 | 0,314 | 40 | 27458,54912 |
| Lignin | 44518,40289 | 0,357 | 40 | 635722,7933 |
| S. Lignin | 2343,073837 | 0,357 | 40 | 33459,09439 |
| Air | 1481075,772 | 0,9887 | 40 | 58573585 |
| Ash | 4364,549303 | 0,57 | 40 | 99511,72412 |
| H ₂ SO ₄ | 223,4138973 | 0,3393 | 40 | 3032,173414 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 132,6693397 | 0,272 | 40 | 1443,442416 |
| Furfural | 1091,346156 | 0,278 | 40 | 12135,76925 |
| Total | 1719003 | | | 61672070 |

Persamaan Neraca Panas Heater

$$H27 + Q \text{ Supply} = H30 + Q_{loss}$$

$$\begin{aligned}47795854 + 0,95 Q \text{ Supply} &= 61672070 \\ Q \text{ supply} &= 14606542,8\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{loss} &= 5\% \times Q_{supply} \\ &= 730327,1402\end{aligned}$$

Menghitung Massa Steam yang diperlukan

Data enthalpi (H) steam pada suhu 164 C (H12)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|---------|--------------|--------------|-------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

$$Q_{\text{supply}} = \text{massa} \times \lambda$$

$$1,5E+07 = \text{massa} \times 494,608$$

$$\text{massa} = 29531,6 \text{ kg}$$

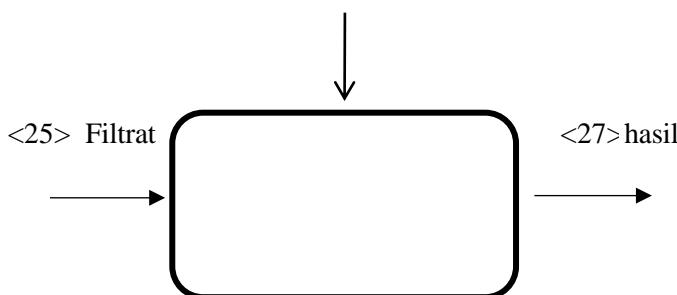
Neraca panas total heater

| Masuk | | Keluar | |
|-----------------|-------------|-----------------|------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 47795853,95 | Hout | 61672069,6 |
| Q supply | 14606542,80 | Qloss | 730327,14 |
| 62402397 | | 62402397 | |

6. Sacharification Tank (R-210)

Fungsi : menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan bantuan enzim selulase

<26> Enzim selulase



$$\text{Suhu bahan masuk} = 65 \text{ C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 65 \text{ C}$$

$$\text{Suhu reff} = 25 \text{ C}$$

$$\Delta T H20 = 46 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ = 40$$

$$\Delta T H21 = 30 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ = -5$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Reaktor sakarifikasi (R-210)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------------|----------------|------------------|-------------------|-------------------|
| aliran <20> | | | | |
| selulose | 93004 | 0,314 | 40 | 1168135,4 |
| glukose | 7897 | 0,3120 | 40 | 98554,8924 |
| G. oligomer | 790 | 0,3120 | 40 | 9855,48924 |
| Cellobiose | 750 | 0,311 | 40 | 9332,706076 |
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 40 | 23470,93816 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 40 | 988507,7682 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 40 | 27458,54912 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 40 | 635722,7933 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 40 | 33459,09439 |
| Air | 1481076 | 0,9887 | 40 | 58573585 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 40 | 99511,72412 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,3393 | 40 | 3032,173414 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | 0,272 | 40 | 1443,442416 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 40 | 12135,76925 |
| Aliran <26> | | | | |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,468 | -5 | -478,7867069 |
| Total | 1719208 | | | 61683726,6 |

$$\Delta T H21 = 65 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ = 40$$

Neraca Bahan Panas keluar Reaktor sakarifikasi (R-210)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------------|----------------|------------------|-----------|--------------------|
| aliran <20> | | | | |
| selulose | 4464 | 0,314 | 40 | 56070,49919 |
| glukose | 101691 | 0,3120 | 40 | 1269105,429 |
| G. oligomer | 4923 | 0,3120 | 40 | 61441,93577 |
| Cellobiose | 1178 | 0,311 | 40 | 14655,01503 |
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 40 | 23470,93816 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 40 | 988507,7682 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 40 | 27458,54912 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 40 | 635722,7933 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 40 | 33459,09439 |
| Air | 1471260 | 0,9887 | 40 | 58185410 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 40 | 99511,72412 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,3393 | 40 | 3032,173414 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | 0,272 | 40 | 1443,442416 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 40 | 12135,76925 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,468 | 40 | 3830,293655 |
| total | 1719208 | | | 61415255,29 |

Data Panas Pembakaran (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

| Komponen | ΔH_c | ΔH_f | Satuan |
|---|--------------|--------------|-----------|
| C ₆ H ₁₀ O ₅ | -54273,47874 | -851624,3213 | kkal/kmol |
| C ₆ H ₁₂ O ₆ | -673000 | -301215,2 | kkal/kmol |
| C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ | -1348900 | -531213 | kkal/kmol |
| H ₂ O | - | -68317,4 | kkal/kmol |

Reaksi yang terjadi didalam reaktor

1. Sellulosa

- A. Selulose menjadi glukose



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx} 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= -155635234,5 - -38232509,21 \\ &= -117402725,3 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₆ H ₁₀ O ₅ | 558,0 | 0,314 | 40 | 7008,812399 |
| H ₂ O | 9300 | 0,9887 | 40 | 367813,8439 |
| Total | | | | 374822,6563 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₆ H ₁₂ O ₆ | 93004,4 | 0,3120 | 40 | 1160695,047 |
| Total | | | | 1160695,047 |

$$\begin{aligned}\Delta H_{R1} &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25} \\ &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\ &= -116616852,9 \text{ kkal}\end{aligned}$$

B. Selulose menjadi glukose oligomer



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\Delta H_{Rx} 25 = (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25)$$

$$\begin{aligned}
 &= -6917121,532 - -1699222,631 \\
 &= -5217898,901 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C6H10O5 | 24,8 | 0,314 | 40 | 311,5027733 |
| H2O | 413,4 | 0,9887 | 40 | 16347,28195 |
| Total | | | | 16658,78472 |

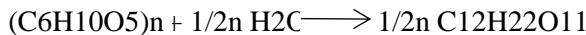
Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C6H12O6 | 4133,5 | 0,312 | 40 | 51586,44653 |
| Total | | | | 51586,44653 |

$$\begin{aligned}
 \Delta HR2 &= (\Sigma HP - \Sigma HR) + \Delta HR25 \\
 &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\
 &= -5182971,239 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

C. selulose menjadi cellobiose



Menghitung ΔHR_x 25

$$\begin{aligned}
 \Delta HR_x 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\
 &= -1829820,448 - -274440,14 \\
 &= -1555380,308 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp | ΔT | H (kkal) |
|----------|------------|----|------------|----------|
| | | | | |

| komponen | massa (kg) | (kkal/kgC) | (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------|-----|-------------|
| C6H10O5 | 7,4 | 0,314 | 40 | 93,45083199 |
| H2O | 62,0 | 0,9887 | 40 | 2452,092293 |
| Total | | | | 2545,543125 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C12H22O11 | 1178,1 | 0,311 | 40 | 14655,01503 |
| Total | | | | 14655,01503 |

$$\begin{aligned}\Delta HR3 &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta HR_{25} \\ &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\ &= -1543270,836 \text{ kkal}\end{aligned}$$

2. Reaksi Cellobiose

A Cellobiose menjadi glukose



Menghitung ΔHR_x 25

$$\begin{aligned}\Delta HR_x 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= 408032,3941 - 1465003,296 \\ &= 1873035,69 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times cp \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C12H22O11 | 750,2 | 0,311 | 40 | 9332,706076 |
| H2O | 79,0 | 0,9887 | 40 | 3123,116093 |

| | |
|-------|-------------|
| Total | 12455,82217 |
|-------|-------------|

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|------------|
| C6H12O6 | 789,7 | 0,312 | 40 | 9855,48924 |
| Total | | | | 9855,48924 |

$$\begin{aligned}\Delta HR4 &= (\Sigma HP - \Sigma HR) + \Delta HR25 \\ &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\ &= 1870435,357 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR_{\text{total}} &= \Delta HR1 + \Delta HR2 + \Delta HR3 + \Delta HR4 \\ &= -121472659,6 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin pada cooler

$$T_{\text{air pendingin masuk}} = 30$$

$$T_{\text{air pendingin keluar}} = 45$$

Neraca Energi total

$$\begin{aligned}H_{\text{in}} &= H_{\text{out}} + \Delta HR_{\text{total}} + Q_{\text{serap}} \\ 61683726,6 &= 61415255,29 - 121472659,6 + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{serap}} &= 121741130,9 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin

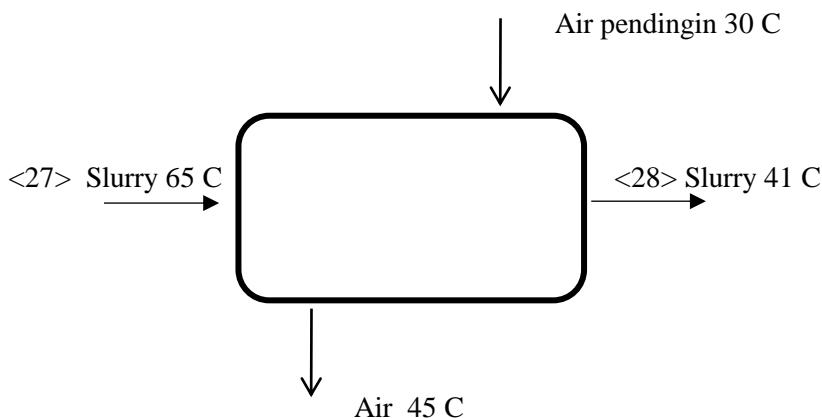
$$\begin{aligned}Q_{\text{serap}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ \text{massa air pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \cdot \Delta T} \\ &= \frac{121741130,9}{0,9987 \times (45-30)} \\ &= 8208835 \text{ kg}\end{aligned}$$

Neraca panas total reaktor sakarifikasi (R-210)

| Masuk | | Keluar | |
|-----------|-----------------|----------------------------|-----------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 61683726,60 | Hout | 61415255,3 |
| | | Qserap | 121741131 |
| | | $\Delta H_{R\text{total}}$ | -121472660 |
| | 61683727 | | 61683727 |

7. Cooler (E-312)

Fungsi : Untuk mendinginkan hasil hidrolisis enzim sebelum masuk reaktor fermentasi



$$\text{Suhu bahan masuk} = 65 \text{ C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 41 \text{ C}$$

$$\text{Suhu reff} = 25 \text{ C}$$

$$\begin{aligned}\Delta T H20 &= 46 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 40\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T H21 &= 30 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= -5\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Cooler (E-312)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------------|----------------|------------------|-----------|--------------------|
| aliran <20> | | | | |
| selulose | 4464 | 0,314 | 40 | 56070,49919 |
| glukose | 101691 | 0,3120 | 40 | 1269105,429 |
| G. oligomer | 4923 | 0,3120 | 40 | 61441,93577 |
| Cellobiose | 1178 | 0,311 | 40 | 14655,01503 |
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 40 | 23470,93816 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 40 | 988507,7682 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 40 | 27458,54912 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 40 | 635722,7933 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 40 | 33459,09439 |
| Air | 1471260 | 0,9887 | 40 | 58185409,87 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 40 | 99511,72412 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,3393 | 40 | 3032,173414 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | 0,272 | 40 | 1443,442416 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 40 | 12135,76925 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,468 | 40 | 3830,293655 |
| Total | 1719208 | | | 61415255,29 |

$$\begin{aligned}\Delta T H21 &= 41 C - 25 C \\ &= 16\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas keluar Cooler (E-312)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-----------|-------------|
| aliran <20> | | | | |
| selulose | 4464 | 0,314 | 16 | 22428,19968 |
| glukose | 101691 | 0,3120 | 16 | 507642,1715 |
| G. oligomer | 4923 | 0,3120 | 16 | 24576,77431 |
| Cellobiose | 1178 | 0,311 | 16 | 5862,006011 |

| | | | | |
|--------------------------------------|----------------|--------|----|--------------------|
| Hemisellulose | 1924 | 0,305 | 16 | 9388,375265 |
| Xylose | 78703 | 0,314 | 16 | 395403,1073 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 16 | 10983,41965 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 16 | 254289,1173 |
| S. Lignin | 2343 | 0,357 | 16 | 13383,63775 |
| Air | 1471260 | 0,9887 | 16 | 23274164 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 16 | 39804,68965 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,3393 | 16 | 1212,869366 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 133 | 0,272 | 16 | 577,3769664 |
| Furfural | 1091 | 0,278 | 16 | 4854,307702 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,468 | 16 | 1532,117462 |
| total | 1719208 | | | 24566102,12 |

Menghitung kebutuhan air pendingin pada cooler

$$T_{\text{air pendingin masuk}} = 30$$

$$T_{\text{air pendingin keluar}} = 45$$

Neraca Energi total

$$H_{\text{in}} = H_{\text{out}} + Q_{\text{serap}}$$

$$61415255,29 = 24566102,12 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 36849153 \text{ kkal}$$

Kebutuhan air pendingin

$$Q_{\text{serap}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{massa air pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \cdot \Delta T} \\ &= \frac{36849153,18}{0,9987 \times (45-30)} \\ &= 2484687 \text{ kg} \end{aligned}$$

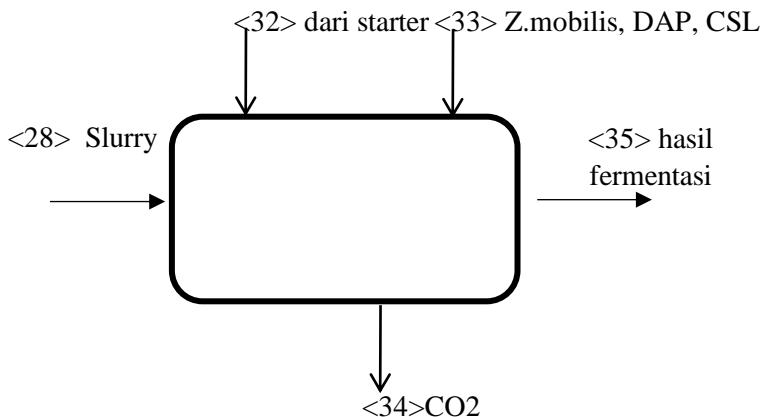
Neraca panas total cooler

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|-------------|---------------|----------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 61415255,29 | Hout | 24566102 |

| | | | |
|--|--|-----------------|-----------------|
| | | Qserap | 36849153 |
| | | 61415255 | 61415255 |

8. Reaksi Fermentasi (R-310)

Fungsi : untuk mengubah C₆H₁₂O₆ dan C₅H₁₀O₅ menjadi etanol dengan bantuan Z. Mobilis yang berasal dari tangki starter



$$\text{Suhu bahan masuk} = 41 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 41 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

$$\Delta T_{H2O} = 46 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 16$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Reaktor fermentasi (R-310)

| komponen | massa (kg) | C _p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------------------|-----------|-------------|
| aliran <20> | | | | |
| Etanol | 7421 | 0,621 | 16 | 73736,50767 |
| Selulosa | 4464 | 0,3140 | 16 | 22428,19968 |

| | | | | |
|----------------|---------|--------|----|--------------------|
| Glukosa | 92435 | 0,3120 | 16 | 461434,1941 |
| G.Oligomer | 4923 | 0,3120 | 16 | 24576,77431 |
| Cellobiose | 1178 | 0,311 | 16 | 5862,006011 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | 16 | 9388,375265 |
| Xylose | 72407 | 0,314 | 16 | 363770,8587 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 16 | 10983,41965 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 16 | 254289,1173 |
| Soluble Lignin | 2343 | 0,357 | 16 | 13384 |
| Air | 1471260 | 0,9887 | 16 | 23274163,95 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 16 | 39804,68965 |
| CaSO4.2H2O | 133 | 0,272 | 16 | 577,3769664 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,272 | 16 | 890,461431 |
| Z. Mobilis | 2256 | 0,34 | 16 | 12275,11244 |
| furfural | 1091 | 0,278 | 16 | 4854,307702 |
| H2SO4 | 223 | 0,3393 | 16 | 1212,869366 |
| Aliran <19> | | | | |
| Z.Mobilis | 198 | 0,34 | 16 | 1078,289223 |
| CSL | 8567 | 0,9887 | 16 | 135517,7907 |
| DAP | 1096 | 3 | 16 | 52628,11244 |
| Total | 1723194 | | | 24762856,05 |

$$\begin{aligned}\Delta T H_2O &= 46 C - 25 C \\ &= 16\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Reaktor fermentasi (R-310)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| aliran <20> | | | | |
| Etanol | 78724 | 0,621 | 16 | 782198,5378 |
| Selulosa | 4464 | 0,314 | 16 | 22428,19968 |
| Glukosa | 2869 | 0,312 | 16 | 14321,71617 |
| G.Oligomer | 4923 | 0,312 | 16 | 24576,77431 |
| Cellobiose | 1178 | 0,311 | 16 | 5862,006011 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,305 | 16 | 9388,375265 |

| | | | | |
|----------------|---------|--------|----|-------------|
| Xylose | 9847 | 0,314 | 16 | 49471,8482 |
| X.Oligomer | 2186 | 0,314 | 16 | 10983,41965 |
| Lignin | 44518 | 0,357 | 16 | 254289,1173 |
| Soluble Lignin | 2343 | 0,357 | 16 | 13384 |
| Air | 1471260 | 0,9887 | 16 | 23274163,95 |
| Ash | 4365 | 0,57 | 16 | 39804,68965 |
| CaSO4.2H2O | 133 | 0,272 | 16 | 577,3769664 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,272 | 16 | 890,461431 |
| Z. Mobilis | 22583 | 0,34 | 16 | 122851,2953 |
| furfural | 1091 | 0,278 | 16 | 4854,307702 |
| H2SO4 | 223 | 0,3393 | 16 | 1212,869366 |
| CH3COOH | 2243 | 0,535 | 16 | 19202,00959 |
| Aliran <32> | | | | |
| CO2 | 68114 | 0,27 | 16 | 294253,6777 |
| Total | 1723194 | | 16 | 24944714,27 |

Reaksi yang terjadi didalam reaktor

1. Reaksi glukosa menjadi etanol

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \longrightarrow 2 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 2 \text{CO}_2$$
2. Reaksi glukosa menjadi asam asetat

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \longrightarrow 3 \text{CH}_3\text{COOH}$$
3. Reaksi Xylose menjadi etanol

$$3 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \longrightarrow 5 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 5 \text{CO}_2$$
4. Reaksi xylose menjadi asam asetat

$$2 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \longrightarrow 5 \text{CH}_3\text{COOH}$$

Data Panas Pembakaran (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

$$\boxed{\Delta H_f = - \Delta H_c - (94051,8 \times a) - (34158,7 \times b)}$$

Dimana :

a = Jumlah atom C

b = Jumlah atom H

(Hougen, 1954, hal 266)

Data Panas Pembakaran (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

| Komponen | ΔH_c | ΔH_f | Satuan |
|----------|--------------|--------------|-----------|
| C6H12O6 | -673000 | -301215,2 | kkal/kmol |
| C5H10O5 | -673000 | -138846 | kkal/kmol |
| CH3COOH | | -117,4 | kkal/kmol |
| C2H5OH | | -66,370 | kkal/kmol |
| CO2 | | -94,052 | kkal/kmol |

Menghitung panas reaksi

- Reaksi glukosa menjadi etanol



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx} 25 &= ((n. \Delta H_f \text{ Produk } 25) - (n. \Delta H_f \text{ Reaktan } 25)) \\ &= -138679,2856 - -130195075,3 \\ &= 130056396,1 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | c_p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|---------------------|-------------------|-------------|
| C6H12O6 | 77801,9 | 0,3120 | 16 | 388387,0631 |
| Total | | | | 388387,0631 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | c_p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|---------------------|-------------------|-------------|
| C2H5OH | 39825,9 | 0,621 | 16 | 395710,4 |
| CO2 | 38045,1 | 0,27 | 16 | 164354,9485 |
| Total | | | | 395710,4 |

$$\Delta H_{R1} = (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25}$$

$$\begin{aligned}
 &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\
 &= 130063719,4 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi

2. Reaksi glukosa menjadi asam asetat



Menghitung ΔHR_{x25}

$$\begin{aligned}
 \Delta\text{HR}_{x25} &= (\Delta\text{H}_f \text{ Produk } 25 - \Delta\text{H}_f \text{ Reaktan } 25) \\
 &= -2.403,7 - -2055711,716 \\
 &= 2053308,047 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|---|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C ₆ H ₁₂ O ₆ | 1229,5 | 0,3120 | 16 | 6137,878359 |
| Total | | | | 6137,878359 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| CH ₃ COOH | 1229,5 | 0,535 | 16 | 10524,82915 |
| Total | | | | 10524,82915 |

$$\begin{aligned}
 \Delta\text{HR}_2 &= (\Sigma\text{HP} - \Sigma\text{HR}) + \Delta\text{HR}_{25} \\
 &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\
 &= 2057694,998 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi

3. Reaksi Xylose menjadi etanol



Menghitung ΔHR_{x25}

$$\Delta\text{HR}_{x25} = (\Delta\text{H}_f \text{ Produk } 25 - \Delta\text{H}_f \text{ Reaktan } 25)$$

$$= -109.605,8 - -56918626,3$$

$$= 56.809.020 \text{ kkal}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C5H10O5 | 61545,6 | 0,3140 | 16 | 309205,2299 |
| Total | | | | 309205,2299 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C2H5OH | 31476,6 | 0,621 | 16 | 312751,6302 |
| CO2 | 30069,2 | 0,27 | 16 | 129898,7292 |
| Total | | | | 312751,6302 |

$$\Delta\text{HR}_3 = (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta\text{HR}_{25}$$

$$= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521)$$

$$= 56.812.567 \text{ kkal}$$

Menghitung panas reaksi

4. Reaksi xylose menjadi asam asetat



Menghitung ΔH_{Rx} 25

$$\begin{aligned}\Delta H_{Rx} 25 &= (\Delta H_f \text{ Produk } 25 - \Delta H_f \text{ Reaktan } 25) \\ &= -1.981,7 - -937483,2567 \\ &= 935501,5551 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung Panas Entalpi Reaktan

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| C5H10O5 | 1013,7 | 0,3140 | 16 | 5092,690256 |
| Total | | | | 5092,690256 |

Menghitung Panas Entalpi Produk

$$H = m \times c_p \times \Delta T$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| CH ₃ COOH | 1013,6 | 0,535 | 16 | 8676,746962 |
| Total | | | | 8676,746962 |

$$\begin{aligned}\Delta H_{R4} &= (\Sigma H_P - \Sigma H_R) + \Delta H_{R25} \\ &= (1625472,243 - 999,985) + (618726,521) \\ &= 939085,6118 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{total}} = (\Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} + \Delta H_{R3} + \Delta H_{R4})$$

$$= 189.873.067$$

Persamaan Neraca Panas Heater

$$Hin + Q \text{ Supply} = Hout + HRtotal + Qloss$$

$$24762856 + 0,95 Q \text{ Supply} = 214817781$$

$$Q \text{ supply} = 200057815,9 \text{ kkal}$$

$$Qloss = 5\% \times Q\text{supply}$$

$$= 10002890,79 \text{ kkal}$$

Menghitung Massa Steam yang diperlukan

Data enthalpi (H) steam pada suhu 164 C (H12)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|------------------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

$$Q\text{supply} = \text{massa} \times \lambda$$

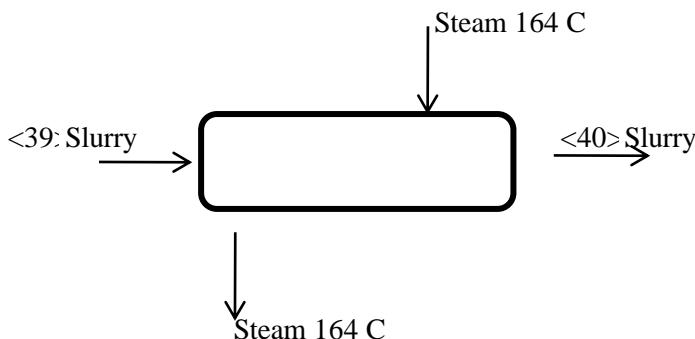
$$200057816 = \text{massa} \times 495$$

$$\text{massa} = 404478 \text{ kg}$$

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|--------------|------------------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 24762856,05 | Hout | 24944714 |
| Q supply | 200057815,87 | Qloss | 10002891 |
| | | $\Delta HRtotal$ | 189.873.067 |
| 224820672 | | 224820672 | |

9. preheater Distilasi (E-412)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor pre-treatment sampai dengan tekanan atmosfer 1 atm



$$\text{Suhu bahan masuk} = 41 \text{ C}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 99 \text{ C}$$

$$\text{Suhu reff} = 25 \text{ C}$$

$$\Delta T_{H27} = 41 \text{ C} - 25 \text{ C}$$

$$= 16$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Heater (E-412)

| komponen | massa (kg) | C _p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|------------|------------------------------|-----------|-------------|
| Aliran <39> | | | | |
| Etanol | 77149 | 0,621 | 16 | 766554,567 |
| Glukosa | 2812 | 0,312 | 16 | 14035,28185 |
| G.Oligomer | 4825 | 0,312 | 16 | 24085,23882 |
| Cellobiose | 1154 | 0,311 | 16 | 5744,765891 |
| Xylose | 9650 | 0,314 | 16 | 48482,41124 |
| X.Oligomer | 2142 | 0,314 | 16 | 10763,75125 |
| Soluble Lignin | 2296 | 0,357 | 16 | 13115,965 |
| Air | 1441835 | 0,9887 | 16 | 22808680,67 |
| furfural | 1070 | 0,278 | 16 | 4757,221548 |
| H ₂ SO ₄ | 219 | 0,3393 | 16 | 1188,611978 |

| | | | | |
|----------------------|----------------|-------|----|--------------------|
| CH ₃ COOH | 2198 | 0,535 | 16 | 18817,9694 |
| total | 1545351 | | | 23716226,45 |

$$\begin{aligned}\Delta T H27 &= 80 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 74\end{aligned}$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke Heater (E-412)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|----------------|------------------|-------------------|--------------------|
| Aliran <40> | | | | |
| Etanol | 77149 | 0,621 | 74 | 3562083,254 |
| Glukosa | 2812 | 0,312 | 74 | 65220,20034 |
| G.Oligomer | 4825 | 0,312 | 74 | 111921,0942 |
| Cellobiose | 1154 | 0,311 | 74 | 26695,209 |
| Xylose | 9650 | 0,314 | 74 | 225291,7047 |
| X.Oligomer | 2142 | 0,314 | 74 | 50017,80661 |
| Soluble Lignin | 2296 | 0,357 | 74 | 60948,24986 |
| Air | 1441835 | 0,9887 | 74 | 105989088 |
| furfural | 1070 | 0,278 | 74 | 22106,21388 |
| H ₂ SO ₄ | 219 | 0,3393 | 74 | 5523,331286 |
| CH ₃ COOH | 2198 | 0,535 | 74 | 87444,75154 |
| total | 1545351 | | | 110206339,8 |

Persamaan Neraca Panas Heater

$$H_{in} + Q_{Supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$\begin{aligned}23716226 + 0,95 Q_{Supply} &= 110206340 \\ Q_{Supply} &= 91042224,57\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{loss} &= 5\% \times Q_{Supply} \\ &= 4552111,229\end{aligned}$$

Menghitung Massa Steam yang diperlukan

Data enthalpi (H) steam pada suhu 164 C (H12)

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|---------|--------------|--------------|-------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

$$Q_{\text{supply}} = \text{massa} \times \lambda$$

$$91042224,6 = \text{massa} \times 494,608$$

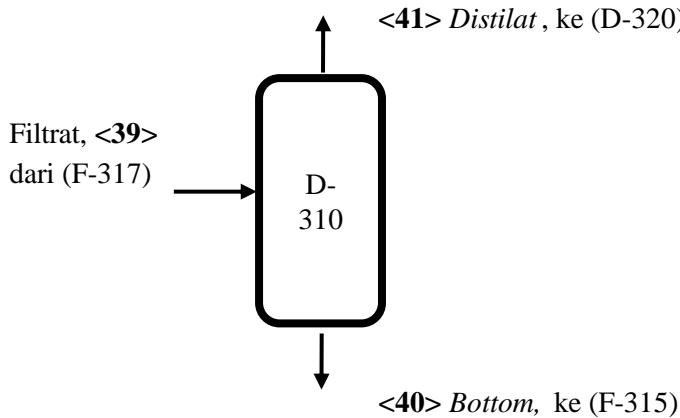
$$\text{massa} = 184069 \text{ kg}$$

Neraca panas total heater

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|-------------|------------------|------------|
| <i>Komposisi</i> | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 23716226,45 | Hout | 110206340 |
| Q supply | 91042224,57 | Qloss | 4552111,23 |
| 114758451 | | 114758451 | |

10. Distilasi I

Fungsi : untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol



Suhu bahan masuk = 99,35 C

Suhu bahan keluar = 99,4 C

Suhu reff = 25 C

$$\Delta T H27 = 99,35 \text{ C} - 25 \text{ C}$$

$$= 74$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke distilasi (D-410)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <39> | | | | |
| Etanol | 77149 | 0,621 | 74 | 3562083,254 |
| Glukosa | 2812 | 0,312 | 74 | 65220,20034 |
| G.Oligomer | 4825 | 0,312 | 74 | 111921,0942 |
| Cellobiose | 1154 | 0,311 | 74 | 26695,209 |
| Xylose | 9650 | 0,314 | 74 | 225291,7047 |
| X.Oligomer | 2142 | 0,314 | 74 | 50017,80661 |
| Soluble Lignin | 2296 | 0,357 | 74 | 60948,24986 |
| Air | 1441835 | 0,9887 | 74 | 105989088 |
| furfural | 1070 | 0,278 | 74 | 22106,21388 |
| H ₂ SO ₄ | 219 | 0,3393 | 74 | 5523,331286 |

| | | | | |
|----------------------|----------------|-------|----|--------------------|
| CH ₃ COOH | 2198 | 0,535 | 74 | 87444,75154 |
| total | 1545351 | | | 110206339,8 |

T distilat = 98 dew

$$\Delta T \text{ distilat} = 80 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ = 72,5$$

Neraca Panas distilat

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|------------|------------------|-------------------|--------------------|
| Aliran <41> | | | | |
| Etanol | 69434 | 0,621 | 73 | 3126105,344 |
| Air | 144184 | 0,9887 | 73 | 10335183,43 |
| CH ₃ COOH | 6 | 0,535 | 73 | 243,6185024 |
| total | | | | 13461532,39 |

T bottom = 99,930 bubble

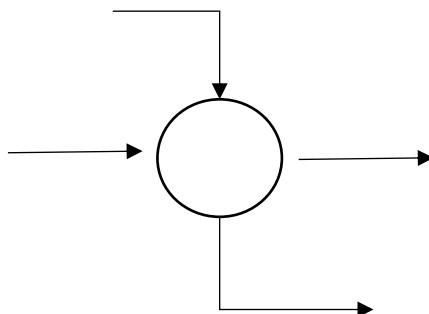
$$\Delta T \text{ bottom} = 80 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ = 75$$

Neraca Panas bottom

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|--------------------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <40> | | | | |
| Etanol | 7715 | 0,621 | 75 | 358987,0857 |
| Glukosa | 2812 | 0,312 | 75 | 65728,9793 |
| G.Oligomer | 4825 | 0,312 | 75 | 112794,1841 |
| Cellobiose | 1154 | 0,311 | 75 | 26903,45676 |
| Xylose | 9650 | 0,314 | 75 | 227049,1921 |
| X.Oligomer | 2142 | 0,314 | 75 | 50407,99259 |
| Soluble Lignin | 2296 | 0,357 | 75 | 61423,70359 |
| Air | 1297652 | 0,9887 | 75 | 96134312,39 |
| furfural | 1070 | 0,278 | 75 | 22278,66316 |
| H ₂ SO ₄ | 219 | 0,3393 | 75 | 5566,41847 |
| CH ₃ COOH | 2192 | 0,535 | 75 | 87875,11901 |

| | | | |
|-------|----------------|--|-------------|
| Total | 1331727 | | 97153327,19 |
|-------|----------------|--|-------------|

Menghitung Panas Penyerapan Kondensor



Panas masuk kondensor

$$T \text{ distilat} = 97,5$$

$$\begin{aligned}\Delta T \text{ distilat} &= 97,5 - 25 \\ &= 72,50\end{aligned}$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <41> | | | | |
| Etanol | 69434 | 0,621 | 73 | 3126105,344 |
| Air | 144184 | 0,9887 | 73 | 10335183,43 |
| CH ₃ COOH | 6 | 0,535 | 73 | 243,6185024 |
| total | | | | 13461532,39 |

Menghitung Panas Laten Aliran Keluar Kondensor Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari vapor menjadi liquid maka perlu dihitung panas laten dari aliran keluar. Panas laten yang digunakan dari vapor menjadi liquid adalah panas kondensasi.

$$\Delta H_v = C_1 (1 - \frac{T}{T_c})^{C_2 + C_3 T_c + C_4 T_c^2 + C_5 T_c^3}$$

$$\text{Dimana} = \quad Tr = \quad \frac{T}{T_c}$$

Keterangan :

ΔH_v = Panas Penguapan (Kkal/Kmol)

T = Suhu Operasi (oC)

Tc = Suhu Kritis (oC)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 |
|----------------------|------------|---------|---------|---------|
| Etanol | 5,5789E-07 | 0,31245 | | |
| Air | 5,2053E-07 | 0,3199 | -0,212 | 0,25795 |
| CH ₃ COOH | 4,0179E-07 | 2,6037 | -5,0031 | 2,7069 |

| Komponen | T (K) | Tc (K) | Tr | ΔH_v |
|----------------------|-------|--------|---------|--------------|
| Etanol | 370,5 | 514 | 0,72082 | 3,7E-07 |
| Air | 370,5 | 647,1 | 0,57255 | 4,6E-07 |
| CH ₃ COOH | 370,5 | 591,95 | 0,6259 | 6,2E-07 |

(Perry,2008, tabel 2-150)

Panas kondensasi aliran keluar kondensor

| Komponen | ΔH_v | n (kmol) | Panas latent (kkal) |
|----------------------|--------------|----------|---------------------|
| Etanol | -3,7447E-07 | 1507,148 | -0,0005644 |
| Air | -4,59652E-07 | 8010,196 | -0,0036819 |
| CH ₃ COOH | -6,20101E-07 | 0,104588 | -6,486E-08 |
| Total | | | -0,0042463 |

Panas Keluar kondensor

$$T \text{ distilat} = 98$$

$$\begin{aligned}\Delta T \text{ distilat} &= 97,5-25 \\ &= 72,50\end{aligned}$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <41> | | | | |
| Etanol | 69434 | 0,621 | 73 | 3126105,344 |
| Air | 144184 | 0,9887 | 73 | 10335183,43 |
| CH ₃ COOH | 6 | 0,535 | 73 | 243,6185024 |
| total | | | | 13461532,39 |

$$\begin{aligned}\text{Total panas keluar} &= H \text{ keluar kond} + \text{Panas Kondensasi} \\ &= 13461532 + -0,004 \\ &= 13461532,39\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ serap} &= H \text{ distilat} - (H_{\text{konden}} + \text{panas kondensasi}) \\ &= 13461532,39 - 13461532,39 \\ &= 0,00425\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\text{Entalpy air pendingin masuk} = 30$$

$$\begin{aligned}\text{Hair pendingin masuk} &= m \cdot c_p \cdot (T_1 - T_{\text{ref}}) \\ &= m \times 0,989 \times 5 \\ &= 4,94 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Entalpy air pendingin keluar} = 45$$

$$\begin{aligned}\text{Hair pendingin masuk} &= m \cdot c_p \cdot (T_2 - T_{\text{ref}}) \\ &= m \times 0,989 \times 20 \\ &= 19,8 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ serap} &= H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk} \\ 0,00425 &= 19,774 \text{ m} - 4,9 \text{ m} \\ m &= 0,000286\end{aligned}$$

Menghitung panas yang di supply oleh reboiler

Neraca panas total distilasi

$$H_{masuk} + Q_{supply} = H_{distilat} + H_{bottom} + Q_{serap} + Q_{loss}$$

$$110206340 + 0,95 Q_{supply} = 13461532,39 + 97153327,19 + 0,0042$$

$$110206340 + 0,95 Q_{supply} = 110614859,6$$

$$0,95 Q_{supply} = 408519,8$$

$$Q_{supply} = 430020,8239$$

$$Q_{loss} = 21501,04119$$

Menghitung Massa steam yang diperlukan

Data enthalpi (H) steam pada suhu 164 C

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|------------|-----------------|-----------------|------------------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

$$Q_{supply} = massa \times \lambda$$

$$430021 = massa \times 495$$

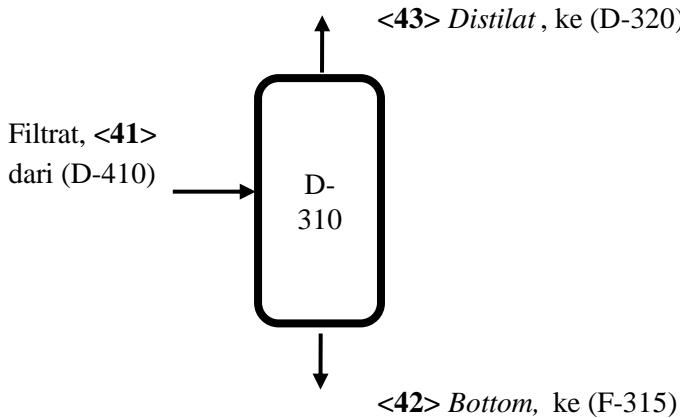
$$massa = 869,417 \text{ kg}$$

Neraca panas total Distilasi I

| Masuk | | Keluar | |
|-----------|--------------|-----------|-------------|
| Komposisi | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 110206339,80 | Hdistilat | 13461532 |
| Q supply | 430020,82 | Hbot | 97153327,2 |
| | | Qserap | 0,00425 |
| | | Qloss | 21501,04119 |
| | 110636361 | | 110636361 |

11. Distilasi II (D-420)

Fungsi : untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol



Suhu bahan masuk = 95,24 C

Suhu bahan keluar = 83,8 C

Suhu reff = 25 C

$$\Delta T H27 = 95,24 \text{ C} - 25 \text{ C}$$

$$= 70$$

Neraca Bahan Panas Masuk ke distilasi (D-410)

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|---------------|------------------|-------------------|--------------------|
| Aliran <41> | | | | |
| Etanol | 69434 | 0,621 | 70 | 3028657,094 |
| Air | 144184 | 0,9887 | 70 | 10013010,81 |
| CH ₃ COOH | 6 | 0,535 | 70 | 236,0243257 |
| total | 213624 | | | 13041903,93 |

$$T \text{ distilat} = 84$$

$$\Delta T \text{ distilat} = 84 \text{ C} - 25 \text{ C}$$

$$= 58,8$$

Neraca Panas distilat

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <43> | | | | |
| Etanol | 66657 | 0,621 | 59 | 2433964,061 |
| Air | 5767 | 0,9887 | 59 | 335287,6058 |
| total | | | | 2769251,667 |

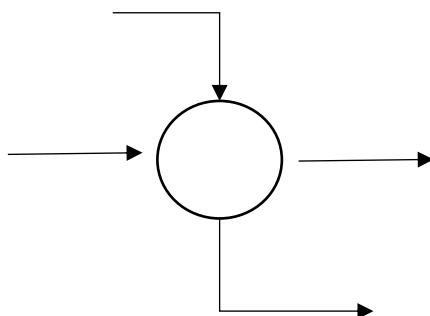
$$T \text{ bottom} = 99,750$$

$$\begin{aligned}\Delta T \text{ bottom} &= 99 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 75\end{aligned}$$

Neraca Panas bottom

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|----------------------|---------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <42> bo | | | | |
| Etanol | 2777 | 0,621 | 75 | 128924,8962 |
| Air | 138416 | 0,9887 | 75 | 10229693,28 |
| CH ₃ COOH | 6 | 0,535 | 75 | 251,1280744 |
| Total | 141200 | | | 10358869,3 |

Menghitung Panas Penyerapan Kondensor



Panas masuk kondensor

$$T \text{ distilat} = 83,8$$

$$\begin{aligned}\Delta T \text{ distilat} &= 97,5 - 25 \\ &= 58,80\end{aligned}$$

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <43> | | | | |
| Etanol | 66657 | 0,621 | 59 | 2433964,061 |
| Air | 5767 | 0,9887 | 59 | 335287,6058 |
| total | | | | 2769251,667 |

Menghitung Panas Laten Aliran Keluar Kondensor Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari vapor menjadi liquid maka perlu dihitung panas laten dari aliran keluar. Panas laten yang digunakan dari vapor menjadi liquid adalah panas kondensasi.

$$\Delta Hv = C1 (1 - Tr)^{C2 + C3Tr + C4Tr^2 + C5Tr^3}$$

$$\text{Dimana } Tr = \frac{T}{T_c}$$

Keterangan :

ΔHv = Panas Penguapan (Kkal/Kmol)

T = Suhu Operasi (oC)

T_c = Suhu Kritis (oC)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 |
|----------------------|------------|--------------------|---------|-------------|
| Etanol | 5,5789E-07 | 0,31245 | | |
| Air | 5,2053E-07 | 0,3199 | -0,212 | 0,25795 |
| CH ₃ COOH | 4,0179E-07 | 2,6037 | -5,0031 | 2,7069 |
| Komponen | T (K) | T _c (K) | Tr | ΔHv |
| Etanol | 356,8 | 514 | 0,69416 | 3,9E-07 |
| Air | 356,8 | 647,1 | 0,55138 | 4,7E-07 |
| CH ₃ COOH | 356,8 | 591,95 | 0,60275 | 6,2E-07 |

(Perry,2008, tabel 2-150)

Panas kondensasi aliran keluar kondensor

| Komponen | ΔH_v | n (kmol) | Panas laten (kkal) |
|----------------------|--------------|----------|--------------------|
| Etanol | -3,85292E-07 | 1446,862 | -0,0005575 |
| Air | -4,66051E-07 | 320,4078 | -0,0001493 |
| CH ₃ COOH | -6,15961E-07 | 0 | 0 |
| Total | | | -0,0007068 |

Panas Keluar kondensor

$$T \text{ distilat} = 84$$

$$\begin{aligned}\Delta T \text{ distilat} &= 97,5 - 25 \\ &= 58,80\end{aligned}$$

| komponen | massa (kg) | C _p (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <43> | | | | |
| Etanol | 66657 | 0,621 | 59 | 2433964,061 |
| Air | 5767 | 0,9887 | 59 | 335287,6058 |
| total | | | | 2769251,667 |

$$\begin{aligned}\text{Total panas keluar} &= H \text{ keluar kond} + \text{Panas Kondensasi} \\ &= 2769252 + -0,001 \\ &= 2769251,67\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ serap} &= H \text{ distilat} - (H \text{konden+panas kondensasi}) \\ &= 2769251,667 - 2769251,67 \\ &= 0,00071\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\text{Entalpy air pendingin masuk} = 30$$

$$\begin{aligned}\text{Hair pendingin masuk} &= m \cdot c_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\ &= m \times 0,989 \times 5 \\ &= 4,94 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Entalpy air pendingin keluar} = 45$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hair pendingin masuk} &= m \cdot c_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \times 0,989 \times 20 \\
 &= 19,8 \text{ m} \\
 Q \text{ serap} &= H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk} \\
 0,00071 &= 19,774 \text{ m} - 4,9 \text{ m} \\
 m &= 4,77E-05
 \end{aligned}$$

Menghitung panas yang di supply oleh reboiler

Neraca panas total distilasi

$$\begin{aligned}
 H_{\text{masuk}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{distilat}} + H_{\text{bottom}} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}} \\
 13041903,9 + 0,95 Q_{\text{supply}} &= 2769251,667 + \\
 &\quad 10358869,3 + 0,001 \\
 13041903,9 + 0,95 Q_{\text{supply}} &= 13128121,0 \\
 0,95 Q_{\text{supply}} &= 86217,0 \\
 Q_{\text{supply}} &= 90754,77871 \\
 Q_{\text{loss}} &= 4537,738936
 \end{aligned}$$

Menghitung Massa steam yang diperlukan

Data enthalpi (H) steam pada suhu 164 C

| T (°C) | P (kPa) | HL (kcal/kg) | HV (kcal/kg) | λ (kcal/kg) |
|--------|---------|--------------|--------------|---------------------|
| 164 | 683,96 | 165,626 | 660,234 | 494,608 |

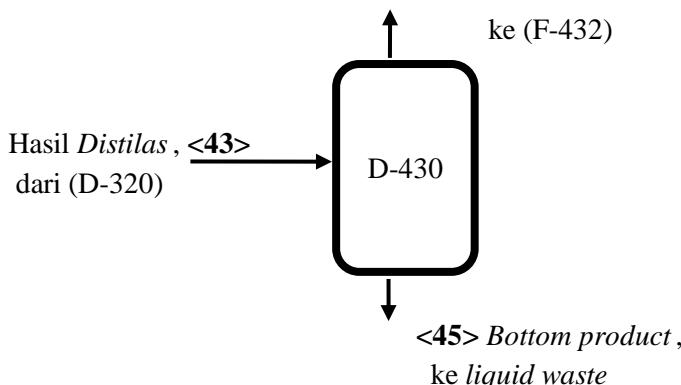
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= \text{massa} \times \lambda \\
 90754,8 &= \text{massa} \times 495 \\
 \text{massa} &= 183,488 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total Distilasi II

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|-----------------|-----------|-----------------|
| <i>Komposisi</i> | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 13041903,93 | Hdistilat | 2769252 |
| Q supply | 90754,78 | Hbot | 10358869 |
| | | Qserap | 0,00071 |
| | | Qloss | 4537,738936 |
| | 13132659 | | 13132659 |

13 Molecular sieve (D-430)

Fungsi : Untuk menyerap air yang terkandung dalam etanol
 <44> Hasil Molecular Sieve,



Suhu bahan masuk 83,8

Suhu bahan Keluar 83,8

$$\begin{aligned}\Delta T H40 &= 83,8 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 58,8\end{aligned}$$

Neraca panas bahan masuk

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|------------------|------------|---------------|----------------|-------------|
| Aliran <43> | | | | |
| Etanol | 66657 | 0,621 | 59 | 2433964,061 |
| H ₂ O | 5767 | 0,9887 | 59 | 335287,6058 |
| total | | | | 2769251,667 |

$$\begin{aligned}\Delta T H41 &= 83,8 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 58,8\end{aligned}$$

Neraca panas produk utama

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|---------------|----------------|-------------|
| Aliran <44> | | | | |
| Etanol | 66657 | 0,621 | 59 | 2433964,061 |

| | | | | |
|-------|-----|--------|----|-------------|
| H2O | 288 | 0,9887 | 59 | 16764,38029 |
| total | | | | 2450728,442 |

$$\begin{aligned}\Delta T H41 &= 83,8 \text{ C} - 25 \text{ C} \\ &= 58,8\end{aligned}$$

Neraca panas hasil dehidrasi

| komponen | massa (kg) | Cp (kkal/kgC) | ΔT (C) | H (kkal) |
|-------------|------------|------------------|-------------------|-------------|
| Aliran <45> | | | | |
| H2O | 5479 | 0,9887 | 59 | 318523,2255 |
| total | | | | 318523,2255 |

Neraca panas total molecular sieve

| Masuk | | Keluar | |
|------------------|----------------|-----------|----------------|
| <i>Komposisi</i> | Entalpi | Komposisi | Entalpi |
| Hin | 2769251,67 | H43 | 2450728 |
| | | H42 | 318523,23 |
| | 2769252 | | 2769252 |

APPENDIKS C **SPESIFIKASI ALAT**

Kapasitas produksi = 22000 Ton/tahun

Waktu operasi = 24 jam/hari

Satuan massa = kg/jam

Satuan energi = kal (kalori)

1. Bin Penyimpan Tandan Kosong Kelapa Sawit

Fungsi : Menyimpan padatan Tandan Kosong Kelapa Sawit

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan alas berbentuk konis dan tutup datar

Kondisi operasi

Temperatur = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm = 15 psi

Waktu tinggi = 1 hari = 24 jam

Rate massa = 229173 kg/jam
= 505234,8 lb/jam

Densitas, ρ = 1,55 kg/m³ = 0,097 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{505234,8}{0,0967665} \\ &= 5221174,6 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 5221174,6 \times 24 \\ &= 125308191 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Bahan akan menempati 80% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume fluida} : 80\% \\ &= 125308191 : 1 \\ &= 156635239 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

Perbandingan D/H = 0,5-1,5. Dipakai 0,5
(Ulrich)

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki, Vs} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 2D}{4} \\ &= 1,6 D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume konis, Vk} &= \frac{0,131 D^3}{\tan \alpha} \\ &= \frac{0,131 D^3}{\tan 30} = 0,227 D^3\end{aligned}$$

$$V_t = V_s + V_h + V_k$$

$$2E+08 = (2 + 0 + 0) D^3$$

$$2E+08 = 2 D^3$$

$$D^3 = 9E+07 \text{ ft}^3$$

$$D = 443,4 \text{ ft}$$

$$H = 886,8 \text{ ft}$$

(Dipakai tinggi standar 16 ft)

Menentukan tebal tangki

Bahan konstruk = *Stainless steel 316*

Jenis las = *Double welded butt joint*

Allowable stress = 15900

E = 0,80

Faktor korosi = 0

$$\text{Tebal shell, } = \frac{P_d \times D_i}{2 f E} + C$$

$$\text{Tekanan optimum, } P_{op} = rh$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\rho H}{144} \\
 &= \frac{67,39H}{144} \\
 &= 0,001 \quad H \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain, $P_d = 1,2P$

$$\begin{aligned}
 &= 1,2 \times 0,84 \text{ H psi} \\
 &= 0,001 \quad H \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tinggi bejana 16 ft, sehingga terdapat 2 course

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{1,01H(6,9 \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8} + 0 \\
 &= 0,00017 \quad H
 \end{aligned}$$

$$ts \text{ course 1} = 0,004H = 0,0027 \text{ in}$$

$$ts \text{ course 2} = 0,004H = 0,0013 \text{ in}$$

(dipakai tebal standar 3/16 in)

Menentukan tebal alas (konis)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup konis, } t_l &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{(18,20 \times 16) \times (11,92 \times 12)}{2 \cos 30 (15900 \cdot 0,8 - 0,6 \times 18,20 \times 16)} \\
 &= 0,0031 \text{ in} \\
 &\text{(dipakai tebal standar 3/16 in)}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup (datar)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup datar, } t_l &= C \times D_i \times \sqrt{(P/f)} \\
 &= 0,45 \times 11,92 \times \sqrt{((18,20 \times 16)/15900)} \\
 &\text{(dipakai tebal standar 3/16 in)}
 \end{aligned}$$

2. Bucket Elevator

Fungsi : Mengangkut tandan kosong kelapa sawit dari bin ke reaktor

hidrolisa asam

Type : Continuous Discharge Bucket Elevator

Laju Alir bahan = 229713 kg = 9571 kg/jam
= 9,571 ton/jam

Tinggi Buc[= Tinggi (bin+reaktor+jarak dari dasar)
= 63 ft

Perhitungan Power (Perry 7ed tabel 21-8)

kapasitas maksimum = 14 ton/jam

Power pada head shaft = 2 hp

Power tambahan = 0,02 hp tiap ft
= power tambahan x Tinggi bucket
= 1 hp (minimum 0,5 hp)

power total = power head + power tambahan
= 2,86 hp

efisiensi motor = 80%

power total = 4 hp

Dari Perry tabel 21-8

Spesifikasi

Fungsi : memindahkan tandan kosong kelapa sawit dari bin ke tangki hidrolisa asam

Type : Continuous Discharge Bucket Elevator

kapasitas maks = 14 ton/jam

ukuran = 6 in x 4 in x 4 1/4 in

Bucket spacing = 92 ft/menit

Putaran Head sl = 18 rpm

Lebar Belt = 7 in

Power Total = 4 hp

Jumlah = 1 buah

4. Reaktor Hidrolisa Asam

Banyak = 1

Waktu tinggal = 36 jam

Suhu 65 °c = 65 °c

$$\text{Flow rate} = 765692,66 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Viskositas air } 65^\circ\text{C} = 0,44805 \text{ cp}$$

$$\rho \text{ air } 65^\circ\text{C} = 0,98595 \text{ Kg/L}$$

| Komponen | Massa (Kg) | x sg | fraksi s | BM | Kmol |
|------------|------------|--------|----------|-------|-------|
| Selulose | 93004 | 0,1215 | 1,52 | 0,185 | 164 |
| Glukosa | 7879 | 0,0103 | 1,35 | 0,014 | 180 |
| G.Oligomer | 790 | 0,0010 | 1,35 | 0,001 | 180 |
| Cellobiose | 750 | 0,0010 | 1,59 | 0,002 | 342 |
| Hemiselulo | 1924 | 0,0025 | 1,27 | 0,003 | 132 |
| Xylose | 78703 | 0,1028 | 1,27 | 0,131 | 150 |
| X.oligomer | 2186 | 0,0029 | 1,52 | 0,004 | 150 |
| Lignin | 44518 | 0,0581 | 1,27 | 0,074 | 155 |
| S.Lignin | 2343 | 0,0031 | 1,27 | 0,004 | 155 |
| Air | 5E+05 | 0,6729 | 1 | 0,673 | 18 |
| Ash | 4365 | 0,0057 | 1,27 | 0,007 | 2422 |
| Furfural | 2798 | 0,0037 | 1,159 | 0,004 | 150 |
| H2SO4 | 11171 | 0,0146 | 1,39 | 0,02 | 98,1 |
| Total | 8E+05 | 1 | 17,23 | 1,122 | 4296 |
| | | | | | 30234 |
| | | | | | 66654 |

$$\rho \text{ Campuran} = (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air } T \text{ } 90^\circ\text{C}$$

$$= 1083 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 67,613 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Viskositas Campuran} = 1,5 \text{ cp}$$

$$\text{Rate massa} = 765691,78 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1688059,4 \text{ lb/jam}$$

$$V(\text{rate volumetrik}) = \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 707 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Perhitungan dimensi reaktor:

$$V = t \cdot v_o$$

dimana :

- t : waktu (jam)
V : Volume larutan (m³)
v_o : volume feed masuk (m³/jam)

$$\begin{aligned} V &= t \cdot F_{Ao} \\ &= 36,0 \times 706,99708 \\ &= 25451,89 \text{ m}^3 \\ &= 898826 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Volume Reaktor (V_R) : 898826,03 cuft

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H} = 4$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1/4 \pi(D^2)H \\ 898826 &= 1/4 \pi(D^2)4D \\ D &= 66 \text{ ft} = 790,9 \text{ in} \\ H &= 263,62 \text{ ft} = 3163 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum =

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

Joint efficiency, E = 0,8

Allowable stress = 12650 psia

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 12,1 \text{ atm} = 177 \text{ psia} \\ P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 123,8 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 177 + 123,8 \\ &= 301 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times P_{\text{total}} \\ &= 1,2 \times 300,78 = 360,9 \text{ psi} \\ r_i &= 0,5 \times D_s \\ &= 0,5 \times 65,90454 \\ &= 32,95226982 \text{ ft} = 395,4 \text{ in} \\ C &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f.E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{360,9 \times 395,4}{12650 \times 1 - 0,6 \times 361} + 0,125 \\ &= 14,54 \text{ in} \\ &= \frac{116}{8} \text{ in} \quad 4 \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2 \cdot t_s \\ &= 790,8544758 + 2 \times 14,54 \\ &= 819,92736 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell}) \\ &\qquad\qquad\qquad \text{berdasarkan ASME}) \end{aligned}$$

Distanartkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \text{ dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (rc/rt)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$t = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$OD = 126 \text{ in}$$

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

$$r_t = icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} x 3 + 120 : 4,38 = 0,5 \\ = 2,059 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0.2 \times P)} \\ = 4,42 \text{ (dipakai tebal standart yaitu } 3 \frac{3}{8} \text{ in)}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 4,375 \text{ in} \\ = 115,63 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \\ = \frac{120}{2} - 4,375 \\ = 55,63 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ = 101,4 \text{ in}$$

$$b = r - AC \\ = 19 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head 3 3 /8 in diperoleh harga sf = 1 1/2 - 4 1/2. Dipilih sf = 5

$$\begin{aligned} OA &= th + b + sf \\ &= 4,42 + 18,63 + 5 \\ &= 27,56 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= H + 2OA \\ &= 3163 + 55,11 \\ &= 3219 \text{ in} \end{aligned}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\begin{aligned} \frac{Da}{Dt} &= \frac{1}{3} \quad \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{H}{Dt} = 1 \\ \frac{L}{Da} &= \frac{1}{4} \quad \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12} \end{aligned}$$

Dimana :

| | | |
|------|-----------------------------------|------|
| Da = | diameter pengaduk | (ft) |
| Dt = | diameter tangki | (ft) |
| W = | lebar pengaduk | (ft) |
| H = | tinggi larutan | (ft) |
| L = | tinggi pengaduk | (ft) |
| C = | tinggi pengaduk dari dasar tangki | (ft) |
| J = | lebar baffle | (ft) |

Maka diperoleh :

$$Da = \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} x 65,9 = 21,97 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} x 21,97 = 4,394 \text{ ft}$$

$$H = Dt = 65,9 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} \times 21,97 = 5,492 \text{ ft}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = \frac{1}{3} \times 65,9 = 21,97 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} \times 65,9 = 5,492 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

Diameter pengaduk (Da) = 22 ft = 263,6 in = 80,4 m

kKecepatan putaran (N) = 1 Hz = 1 rps = 60 rpm

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho N D a^2}{\text{visco}} \\ &= \frac{1083 \times 1 \times 6465}{1,5} \\ &= 4667619 \end{aligned}$$

Nre > 10.000, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis halaman 159 untuk menentukan power pengaduk:

$$Np = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Power pengaduk} &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 1 \times 1.083 \times 1 \times 3360282632,1 \\ &= 3639252371452,08 \text{ W} \\ &= 3.639.252.371,45 \text{ kW} \\ &= 4.880.237.430,12 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : mereaksikan selulosa dengan H₂SO₄
agar rantai ligninputus

Type : Mixed Flow Reaktor

Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas : 707 cuft/jam
 Tinggi : 3.163,42 in
 Diameter :
 - Inside diameter : 790,85448 in
 - Outside diameter : 819,92736 in
 Tebal Shell
 Tebal tutup atas : 4,42 in
 Tebal tutup bawah : 4,42 in
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-2833 grade C

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk : propeler
 Diameter pengaduk : 21,97
 Kecepatan putaran : 1 rps
 Power motor : 4880237430,1 hp

5 Tangki blowdown

Fungsi = menurunkan tekanan operasi
 Banyak = 1 Buah

Kondisi operasi

Temperatur = 65 °C
 Tekanan = 1 atm
 Laju alir = 765691,78 Kg/Jam
 Waktu tinggal = 1 jam

| Komponen | Massa (Kg) | x | sg | fraksi s | BM | Kmol |
|--------------|------------|----------|------|----------|-----|-------|
| Selulose | 93004 | 0,121464 | 1,52 | 0,185 | 164 | 567,1 |
| Glukosa | 7879 | 0,010290 | 1,35 | 0,014 | 180 | 43,77 |
| G.Oligomer | 790 | 0,001032 | 1,35 | 0,001 | 180 | 4,389 |
| Cellobiose | 750 | 0,000980 | 1,59 | 0,002 | 342 | 2,193 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,002513 | 1,27 | 0,003 | 132 | 14,58 |
| Xylose | 78703 | 0,102787 | 1,27 | 0,131 | 150 | 524,7 |
| X.oligomer | 2186 | 0,002855 | 1,52 | 0,004 | 150 | 14,57 |

| | | | | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|-------|------|-------|
| Lignin | 44518 | 0,058141 | 1,27 | 0,074 | 155 | 287,2 |
| S.Lignin | 2343 | 0,003060 | 1,27 | 0,004 | 155 | 15,12 |
| Air | 515261,12 | 0,672935 | 1 | 0,673 | 18 | 28626 |
| Ash | 4365 | 0,005700 | 1,27 | 0,007 | 2422 | 1,802 |
| Furfural | 2798 | 0,0036546 | 1,159 | 0,004 | 150 | 18,66 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | 0,014589 | 1,39 | 0,02 | 98,1 | 113,9 |
| Total | 765691,8 | 1,000000 | 17,23 | 1,122 | 4296 | 30234 |
| | | | | | | 66654 |

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat} \times sg) \times \rho \text{ air T } 90^\circ C \\ &= 1083 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 67,613 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Campura} = 1,5 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 765691,78 \text{ Kg/jam} \\ &= 1688059,4 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V (\text{rate volumetrik}) &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 24967 \text{ cuft/jam} \\ &= 6,9351 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 24966,521 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 24966,521 \text{ Cuft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume larutan}}{80\%} \\ &= 31208 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H}$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi(D^2)H$$

$$31208 = \frac{1}{4} \pi(D^2)4D$$

$$D = 22 \text{ ft} = 258 \text{ in}$$

$$H = 86 \text{ ft} = 1032 \text{ in}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum=

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = 40,38 \text{ psia}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$

$$= 15 + 40,38$$

$$= 55 \text{ psi}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan.

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P \text{ total}$$

$$= 1,2 \times 54,9 = 65,9 \text{ psi}$$

$$r_i = 0,5 \times D_s$$

$$= 0,5 \times 21,50038$$

$$= 10,75018987 \text{ ft} = 129 \text{ in}$$

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

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c \\ &= \frac{65,86 \times 129,0}{12650 \times 1 - 0,6 \times 66} + 0,125 \\ &= 0,968 \text{ in} \\ &= \frac{8}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2 \cdot t_s \\ &= 258,0045569 + 2 \times 0,97 \\ &= 259,94025 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell} \\ &\quad \text{berdasarkan ASME}) \end{aligned}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (rc/rt)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$t = 30/31 \text{ in}$$

$$OD = 126 \text{ in}$$

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

$$r_t = icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times 3 + 120 : 4,38 = 0,5 \\ &= 2,059 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0.2 \times P)} \\ &= 0,80 \quad (\text{dipakai tebal standart yaitu} = 7/8 \text{ in}) \end{aligned}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959)

diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - ic = 120 - 4,375 \text{ in}$$
$$= 115,63 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$
$$= \frac{120}{2} - 4,375$$
$$= 55,63 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$
$$= 101,4 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$
$$= 19 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head 2 /8 in diperoleh harga sf = 1 ½ - 4½. Dipilih sf = 5

$$OA = th + b + sf$$
$$= 0,80 \quad 18,63 + 5$$
$$= 23,94 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = H + 2OA$$
$$= 1032 + 47,88$$
$$= 1079,90 \text{ in}$$

Spesifikasi :

Fungsi : menurunkan tekanan operasi

Type : Mixed Flow Reaktor

Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki :

| | | |
|--------------------|---|------------------------------|
| Kapasitas | : | 765.692 cuft/jam |
| Tinggi | : | 1.032,02 in |
| Diameter | : | |
| - Inside diameter | : | 259,9402487 in |
| - Outside diameter | : | 259,9402487 in |
| Tebal Shell | | |
| Tebal tutup atas | : | 0,80 in |
| Tebal tutup bawah | : | 0,80 in |
| Bahan konstruksi | : | Carbon steel SA-2833 grade C |

6 Tangki Mixing

Fungsi = menurunkan konsentrasi padatan dengan penambahan H₂O

Banyak = 1 Buah

Kondisi operasi

Temperatur = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 1438093,1 Kg/Jam

Waktu tinggal = 1 jam

| Komponen | Massa (Kg) | x | sg | fraksi s | BM | Kmol |
|--------------|------------|--------|------|----------|------|-------|
| Selulose | 93004 | 0,0647 | 1,52 | 0,098 | 164 | 567,1 |
| Glukosa | 7879 | 0,0055 | 1,35 | 0,007 | 180 | 43,77 |
| G.Oligomer | 790 | 0,0005 | 1,35 | 7E-04 | 180 | 4,389 |
| Cellobiose | 750 | 0,0005 | 1,59 | 8E-04 | 342 | 2,193 |
| Hemiselulose | 1924 | 0,0013 | 1,27 | 0,002 | 132 | 14,58 |
| Xylose | 78703 | 0,0547 | 1,27 | 0,07 | 150 | 524,7 |
| X.oligomer | 2186 | 0,0015 | 1,52 | 0,002 | 150 | 14,57 |
| Lignin | 44518 | 0,031 | 1,27 | 0,039 | 155 | 287,2 |
| S.Lignin | 2343 | 0,002 | 1,27 | 0,002 | 155 | 15,12 |
| Air | 1189369,8 | 0,8270 | 1 | 0,827 | 18 | 66076 |
| Ash | 4365 | 0,0030 | 1,27 | 0,004 | 2422 | 1,802 |

| | | | | | | |
|--------------------------------|-----------|-------|-------|-------|------|-------|
| Furfural | 1091 | 8E-04 | 1,159 | 9E-04 | 150 | 7,273 |
| H ₂ SO ₄ | 11171 | 0,008 | 1,39 | 0,011 | 98,1 | 113,9 |
| Total | 1438093,1 | 1 | 17,23 | 1,065 | 4296 | 67673 |

1E+05

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campurai} &= (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air T } 90^\circ\text{C} \\ &= 1027,8 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 64,165 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Campura} = 1,5 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 1438093,1 \text{ Kg/jam} \\ &= 3170448,9 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ (rate volumetrik)} &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 1399,2 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1399,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 1399,2 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume larutan}}{80\%} \\ &= 1749 \text{ m}^3 \\ &= 61813 \text{ cut}\end{aligned}$$

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\begin{aligned}\text{Asumsi} = D &= 4 \\ H &\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= 1/4 \pi(D^2)H \\ 61813 &= 1/4 \pi(D^2)4D\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 27 \text{ ft} = 324 \text{ in} \\ H &= 108 \text{ ft} = 1296 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum =

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in)

f = tekanan maks. yang diijinkan (psia)

P = tekanan internal (psi)

E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in)

c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = 48,13 \text{ psia}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$

$$= 15 + 48,13$$

$$= 63 \text{ psi}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan.

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P \text{ total}$$

$$= 1,2 \times 62,6 = 75,2 \text{ psi}$$

$$r_i = 0,5 \times D_s$$

$$= 0,5 \times 27,00117$$

$$= 13,50058675 \text{ ft} = 162 \text{ in}$$

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

maka tebal minimum shell:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{75,16 \times 162,0}{12650 \times 1 - 0,6 \times 75} + 0,125 \\
 &= 1,334 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2.ts \\
 &= 324,0140819 + 2 \cdot 1,33 \\
 &= 326,68114 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell} \\
 &\qquad\qquad\qquad \text{berdasarkan ASME})
 \end{aligned}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (rc/rt)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$\begin{aligned}
 t &= 1 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 \text{OD} &= 126 \text{ in} \\
 r_c = r &= 120 \text{ in} \\
 r_t = icr &= 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \times 3 + 120 : 4,38 = 0,5 \\
 &= 2,059 \text{ in} \\
 t &= \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0,2 \times P)} \\
 &= 0,92 \quad (\text{dipakai tebal standart yaitu } 8/9 \text{ in})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 4,375 \text{ in} \\ = 115,63 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \\ = \frac{120}{2} - 4,375 \\ = 55,63 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ = 101,4 \text{ in}$$

$$b = r - AC \\ = 19 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head 7 /8 in diperoleh harga sf = 1 ½ - 4½. Dipilih sf = 5

$$OA = th + b + sf \\ = 0,92 + 18,63 + 5 \\ = 24,05 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = H + 2OA \\ = 1296 + 48,11 \\ = 1344,16 \text{ in}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{H}{Dt} = 1 \\ \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \quad \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

| | | |
|------|-----------------------------------|------|
| Da = | diameter pengaduk | (ft) |
| Dt = | diameter tangki | (ft) |
| W = | lebar pengaduk | (ft) |
| H = | tinggi larutan | (ft) |
| L = | tinggi pengaduk | (ft) |
| C = | tinggi pengaduk dari dasar tangki | (ft) |
| J = | lebar baffle | (ft) |

Maka diperoleh :

$$Da = \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} x 27 = 9 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} x 9 = 1,8 \text{ ft}$$

$$H = Dt = 27 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} x 9 = 2,25 \text{ ft}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = \frac{1}{3} x 27 = 9 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} x 27 = 2,25 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

$$\text{Diameter pengaduk } 9 \text{ ft} = 108 \text{ in} = 32,94 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 1 \text{ Hz} = 1 \text{ rps} = 60 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho N Da^2}{\mu} \\ &= \frac{1.027,80 \times 1}{1,5} \times 1085,13792 \\ &= 743533,5651 \end{aligned}$$

Nre > 10.000, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis untuk menentukan power pengaduk:

$$N_p = 1$$

$$\begin{aligned}\text{Power pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\&= 1 \times 1027,80 \times 1 \times 38789336,43 \\&= 39867522469,54 \text{ W} \\&= 39.867.522,47 \text{ kW} \\&= 53.462.347,63 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi :

| | | |
|--------|---|---|
| Fungsi | : | menurunkan konsentrasi padatan dengan penambahan H ₂ O |
| Type | : | |
| Jumlah | : | 1 unit |

Dimensi Tangki :

| | | |
|--------------------|---|------------------------------|
| Kapasitas | : | 1.399 cuft/jam |
| Tinggi | : | 1.296,06 in |
| Diameter | : | |
| - Inside diameter | : | 324,0140819 in |
| - Outside diameter | : | 326,6811395 in |
| Tebal Shell | : | |
| Tebal tutup atas | : | 0,92 in |
| Tebal tutup bawah | : | 0,92 in |
| Bahan konstruksi | : | Carbon steel SA-2833 grade C |

Dimensi Pengaduk :

| | | |
|-------------------|---|------------------|
| Jenis pengaduk | : | propeler |
| Diameter pengaduk | : | 9,00 ft |
| Kecepatan putaran | : | 1 rps |
| Power motor | : | 53.462.347,63 hp |

9 Reaktor Reacidifikasi

Fungsi = untuk mereaksikan

Banyak = 1

Type = Mixed flow reactor

Proses = Batch

Kondisi operasi

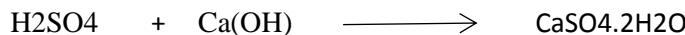
Temperatur = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 1279749,6 Kg/Jam

Waktu tinggal = 1 jam

Reaksi yang terjadi



| Komponen | Massa (Kg) | x | sg | Fraksi | BM | Kmol |
|------------|------------|--------|-------|----------|----------|-------|
| Glukose | 7739,1 | 0,0060 | 1,35 | 0,008164 | 180 | 43 |
| G.oligomer | 773,9 | 0,0006 | 1,35 | 0,000816 | 180 | 4,3 |
| S..lignin | 2296,2 | 0,0018 | 1,27 | 0,0023 | 155 | 15 |
| Xylose | 77128,8 | 0,0603 | 1,52 | 0,091608 | 150 | 514 |
| X.olligoom | 2141,5 | 0,0017 | 1,52 | 0,002544 | 150 | 14 |
| H2O | 1165502,4 | 0,9107 | 1 | 0,910727 | 18 | 64750 |
| H2SO4 | 10947,3 | 0,0086 | 1,39 | 0,01189 | 98,08 | 112 |
| Cellobiose | 735,2 | 0,0006 | 1,59 | 0,000913 | 342 | 2 |
| Furfural | 1069,5 | 0,0008 | 1,159 | 0,000969 | 150 | 7 |
| Ca(OH)2 | 11415,7 | 0,0089 | 2,9 | 0,025869 | 74,09 | 154 |
| Total | 1279750 | 1,00 | 15,05 | 1,055779 | | 65616 |
| | | | | | 144657,6 | |

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air T } 90 \text{ C} \\ &= 1019,1 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 63,625 \text{ lb/c cp}\end{aligned}$$

Viskositas Campuran = 2

Rate massa = 1279749,6 Kg/jam
= 2821361,563 lb/jam

$$\begin{aligned} V (\text{rate volumetrik}) &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 1256 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi reaktor:

$$V = t \cdot v_o$$

dimana :

t : waktu (jam)

V : Volume larutan (m^3)

v_o : volume feed masuk (m^3/jam)

$$V = t \cdot v_o$$

$$= 1 \times 1256$$

$$= 1255,711 \text{ m}^3$$

$$= 44345,05 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Reaktor } (V_R) = 44345,05429 \text{ cuft}$$

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = D = 4$$

$$H$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$44345,05 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 24 \text{ ft} = 290,1 \text{ in}$$

$$H = 97 \text{ ft} = 1160 \text{ in}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum =

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6} + c$$

t_s = tebal shell (in)

f = tekanan maks. yang diijinkan (psia)

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan
 ri = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\begin{aligned} \text{Joint efficiency, } E &= 1 \\ \text{Allowable stress} &= 12650 \text{ psia} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia} \\ P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 42,72 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 15 + 42,72 \\ &= 57 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times P_{\text{total}} \\ &= 1,2 \times 57 = 68,67 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_i &= 1 \times D_s \\ &= 1 \times 24 \\ &= 12 \text{ ft} = 145 \text{ in} \end{aligned}$$

$$C = 0 \text{ in}$$

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 1} + c \\ &= \frac{69 \times 145}{12650 \times 1 - 0,6 \times 69} + 0,1 \\ &= 1,113 \text{ in} \\ &= \frac{9}{8} \text{ in} \quad 1/4 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (\text{OD})s &= (\text{ID})s + 2ts \\ &= 290,05905 + 2 \times 1,11 \\ &= 292,28528 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell}) \end{aligned}$$

berdasarkan ASME)

Distandartkan menurut ASME, C 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (rc/rt)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$t =$$

$$OD = 126 \text{ in}$$

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

$$r_t = icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \times 3 + 120 : 4,38 \quad 0,5 \\ = 2,059 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0,2 \times P)} \\ = 0,84 \quad (\text{dipakai tebal standart yaitu} = \frac{1}{4} \text{ in})$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 4,375 \text{ in} \\ = 115,63 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \\ = \frac{120}{2} - 4 \\ = 55,63 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 101.4 \text{ in}$$

$$b = r \cdot AC$$

$$= 19 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head 2 /8 in diperoleh
harga sf = 1 ½ - 4½. Dipilih 5

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,84 + 18,6 + 5$$

$$= 24 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = H + 2OA$$

$$= 1160 + 47,95$$

$$= 1208 \text{ in}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{H}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \quad \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

| | | |
|------|-------------------|------|
| Da = | diameter pengaduk | (ft) |
| Dt = | diameter tangki | (ft) |
| W = | lebar pengaduk | (ft) |
| H = | tinggi larutan | (ft) |
| L = | tinggi pengaduk | (ft) |

$$\begin{array}{lll} C & = & \text{tinggi pengaduk dari dasar tangki} \\ J & = & \text{lebar baffle} \end{array} \quad \begin{array}{l} (\text{ft}) \\ (\text{ft}) \end{array}$$

Maka diperoleh :

$$Da = \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} x 24 = 8,057 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} x 8 = 1,611 \text{ ft}$$

$$H = Dt = 24,17 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} x 8 = 2,014 \text{ ft}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = \frac{1}{3} x 24 = 8,057 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} x 24 = 2,014 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

$$\text{Diameter pengaduk (Da)} = 8 \text{ ft} = 96,69 \text{ in} = 29,49 \text{ m}$$

$$k \text{Kecepatan putaran (N)} = 1 \text{ Hz} = 1 \text{ rps} = 60 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho N Da^2}{\text{visco}} \\ &= \frac{1019,143 \times 1 \times 869,6}{1,5} \\ &= 590845,7 \end{aligned}$$

$Nre > 10.000$, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis halaman 159
untuk menentukan power pengaduk:

$$Np = 2$$

$$\begin{aligned} \text{Power pengaduk} &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 2 \times 1019 \times 1 \times 22301036,99 \\ &= 45455913146,8 \text{ W} \end{aligned}$$

$$= \quad 45455913,15 \quad \text{kW}$$

$$= \quad 60956379,53 \quad \text{hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menurunkan pH sampai 4.5 yang sesuai untuk proses fermentasi

Type : Mixed Flow Reaktor

Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas : 1.256 cuft/jam

Tinggi : 1.208,2 in

Diameter :

- Inside diameter : 290,0591 in

- Outside diameter : 292,2853 in

Tebal Shell :

Tebal tutup atas : 0,84 in

Tebal tutup bawah : 0,84 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-2833 grade C

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk :

Diameter pengaduk : propeler ft

Kecepatan putaran : 1 rps

Power motor : 60956379,53 hp

11 Tangki Reslurry

Fungsi = melarutkan kembali padatan sebelumnya, dengan penambahan H₂O

Banyak = 1 Buah

Kondisi operasi

Temperatur = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 1718851,7 Kg/Jam

Waktu tinggal = 1 jam

| Komponen | Massa (Kg) | x | sg | fraksi s | BM | Kmol |
|--------------|------------|--------|----|----------|------|-----------|
| Selulose | 93004 | 0,0541 | 2 | 0,082 | 164 | 567,1 |
| Glukosa | 7879 | 0,0046 | 1 | 0,006 | 180 | 43,77 |
| G.Oligomer | 790 | 0,0005 | 1 | 6E-04 | 180 | 4,389 |
| Cellobiose | 750 | 0,0004 | 2 | 7E-04 | 342 | 2,193 |
| Hemiselulosa | 1924 | 0,0011 | 1 | 0,001 | 132 | 14,58 |
| Xylose | 78703 | 0,0458 | 1 | 0,058 | 150 | 524,7 |
| X.oligomer | 2186 | 0,0013 | 2 | 0,002 | 150 | 14,57 |
| Lignin | 44518 | 0,0259 | 1 | 0,033 | 155 | 287,2 |
| S.Lignin | 2343 | 0,0014 | 1 | 0,002 | 155 | 15,12 |
| Air | 1481076,0 | 0,8617 | 1 | 0,862 | 18 | 82282 |
| Ash | 4365 | 0,0025 | 1 | 0,003 | 2422 | 1,802 |
| Furfural | 1091 | 0,0006 | 1 | 7E-04 | 150 | 7,273 |
| H2SO4 | 223 | 0,0001 | 1 | 2E-04 | 98,1 | 2,273 |
| Total | 1718852 | 1,00 | 17 | 1,052 | 4296 | 83767 |
| | | | | | | 184674,33 |

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air T } 90^\circ \text{ C} \\ &= 1015,2 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 63 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Cam} = 2 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 1718851,7 \text{ Kg/jam} \\ &= 3789414,7 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ (rate volumetrik)} &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 59790 \text{ cuft/jam} \\ &= 16,608 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 59790 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 59790 \text{ Cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume larutan}}{80\%} \\
 &= 74738 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H} = 4$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi(D^2)H \\
 74738 &= \frac{1}{4} \pi(D^2)4D \\
 D &= 29 \text{ ft} = 345,2 \text{ in} \\
 H &= 115,06 \text{ ft} = 1381 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum =

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan (psi)

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\text{Joint efficiency, } E = 1$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \times H}{144} = 50,64 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 15 + \# \\
 &= 65 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,2 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1,2 \times 65,1 = 78,2 \text{ psi} \\
 r_i &= 1 \times D_s \\
 &= 1 \times 29 \\
 &= 14 \text{ ft} = 172,6 \text{ in} \\
 C &= 0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 1} + c \\
 &= \frac{78,2 \times 172,6}{12650 \times 1 - 0,6 \times 78,2} + 0,13 \\
 &= 1,464 \text{ in} \\
 &= \frac{12}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (\text{OD})s &= (\text{ID})s + 2 \cdot t_s \\
 &= 345,184953 + 2 \cdot 1,46 \\
 &= 348,11385 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell} \\
 &\quad \text{berdasarkan ASME})
 \end{aligned}$$

Distanstandartkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (r_c/r_t)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$t = \text{in}$$

$$\begin{aligned} OD &= 126 \quad \text{in} \\ r_c = r &= 120 \quad \text{in} \\ r_t = icr &= 7 \frac{5}{8} \quad \text{in} \quad = 4,375 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x 3 + 120 : 4,38 \quad 0,5 \\ &= 2,059 \quad \text{in} \\ t &= \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0.2 \times P)} \\ &= 0,96 \quad (\text{dipakai tebal standart yaitu} = \frac{1}{4} \quad \text{in}) \\ &\qquad\qquad\qquad \underline{\underline{2}} \quad \text{in} \\ &\qquad\qquad\qquad 8 \end{aligned}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \quad \text{in} \\ BC &= r - icr = 120 - 4,375 \quad \text{in} \\ &\qquad\qquad\qquad = 115,63 \quad \text{in} \\ AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{120}{2} - 4 \\ &= 55,63 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 101,4 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 19 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head $2/8$ in diperoleh harga sf = $1\frac{1}{2}$ - $4\frac{1}{2}$. Dipilih 5

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,96 + 18,63 + 5 \\ = 24,1 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = H + 2OA \\ = 1381 + 48,18 \\ = 1429 \text{ in}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{H}{Dt} = 1 \\ \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

| | | | |
|----|---|-----------------------------------|------|
| Da | = | diameter pengaduk | (ft) |
| Dt | = | diameter tangki | (ft) |
| W | = | lebar pengaduk | (ft) |
| H | = | tinggi larutan | (ft) |
| L | = | tinggi pengaduk | (ft) |
| C | = | tinggi pengaduk dari dasar tangki | (ft) |
| J | = | lebar baffle | (ft) |

Maka diperoleh :

$$Da = \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} x 29 = 9,588 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} x 10 = 1,918 \text{ ft}$$

$$H = Dt = 28,77 \text{ ft}$$

$$L = 1 Da = \underline{1} x 10 = 2,397 \text{ ft}$$

$$C = \frac{4}{3} Dt = \frac{4}{3} \times 29 = 9,588 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} \times 29 = 2,397 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

Diameter pengaduk (Da) = 10 ft = 115,1 in = 35,09 m

Kecepatan putaran (N) = 1 Hz = 1 rps = 60 rpm

$$Nre = \frac{\rho N Da^2}{visco}$$

$$= \frac{1015,19 \times 1 \times 1232}{2}$$

$$= 8E+05$$

$Nre > 10.000$, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis halaman 159 untuk menentukan power pengaduk:

$$Np = 1$$

$$\text{Power pengaduk} = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$= 1 \times 1015,2 \times 1 \times 53229477,54$$

$$= 54.038.034.188 \text{ W}$$

$$= 54.038.034,1882 \text{ kW}$$

$$= 72.465.003,8463 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : melarutkan kembali padatan sebelumnya dengan penambahan H₂O

Type : Mixed Flow Reaktor

Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas : 59.790 cuft/jam

Tinggi : 1.380,74 in

| | | | | | | |
|---------------------------|---|------------------------------|--|-----|--|--|
| Diameter | : | | | | | |
| - Inside diameter | : | 345,184953 | | in | | |
| - Outside diameter | : | 348,1138519 | | in | | |
| Tebal Shell | | | | | | |
| Tebal tutup atas | : | 0,96 | | in | | |
| Tebal tutup bawah | : | 0,96 | | in | | |
| Bahan konstruksi | : | Carbon steel SA-2833 grade C | | | | |
| Dimensi Pengaduk : | | | | | | |
| Jenis pengaduk | : | opeler | | | | |
| Diameter pengaduk | : | 9,59 | | ft | | |
| Kecepatan putaran | : | 1 | | rps | | |
| Power motor | : | 72.465.004 | | hp | | |

12. Reaktor Hidrolisa Enzim

Fungsi = untuk mereaksikan selulosa menjadi glukosa dengan bantuan enzim cellulase

Banyak = 1

Type = Mixed flow reactor

Proses = Batch

Kondisi operasi

| | | | |
|---------------|---|-----------|--------|
| Temperatur | = | 65 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Laju alir | = | 1721872,4 | Kg/Jam |
| Waktu tinggal | = | 36 | jam |

| Komponen | Massa (Kg) | x | sg | fraksi s | BM | Kmol |
|--------------|------------|--------|------|----------|-----|-------|
| Selulose | 4464 | 0,0026 | 1,52 | 0,004 | 164 | 27,22 |
| Glukosa | 101691,14 | 0,0591 | 1,35 | 0,08 | 180 | 565 |
| G.Oligomer | 4923 | 0,0029 | 1,35 | 0,004 | 180 | 27,35 |
| Cellobiose | 1178 | 0,0007 | 1,59 | 0,001 | 342 | 3,445 |
| Hemiselulose | 1924 | 0,0011 | 1,27 | 0,001 | 132 | 14,58 |
| Xylose | 78703 | 0,0457 | 1,27 | 0,058 | 150 | 524,7 |

| | | | | | | |
|--------------------------------------|-----------|--------|-------|-------|-------|-------|
| X.oligomer | 2186 | 0,0013 | 1,52 | 0,002 | 150 | 14,57 |
| Lignin | 44518 | 0,0259 | 1,27 | 0,033 | 155 | 287,2 |
| S.Lignin | 2343 | 0,0014 | 1,27 | 0,002 | 155 | 15,12 |
| Air | 1471260 | 0,8545 | 1 | 0,854 | 18 | 81737 |
| Ash | 4365 | 0,0025 | 1,27 | 0,003 | 2422 | 1,802 |
| Furfural | 2798 | 0,0016 | 1,159 | 0,002 | 150 | 18,66 |
| H ₂ SO ₄ | 223 | 0,0001 | 1,39 | 2E-04 | 98,1 | 2,273 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 1091 | 0,0006 | 2,29 | 0,001 | 172,1 | 6,338 |
| Enzim Cellulas | 205 | 0,0001 | 1,3 | 2E-04 | 180 | 36900 |
| Total | 1721872,4 | 1,00 | 20,82 | 1,046 | 1E+05 | 3E+05 |

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat } x \text{ sg}) \times \rho \text{ air T } 90 \text{ C} \\ &= 1009,6 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 63 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Campuran} = 2 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 1721872,4 \text{ Kg/jam} \\ &= 3796074,3 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ (rate volumetrik)} &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 1705,5 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi reaktor:

$$V = t \cdot V_o$$

dimana :

t : waktu (jam)

V : Volume larutan (m³)

C_{Ao} : konsentrasi feed masuk (m³/jam)

$$\begin{aligned}V &= t \cdot V_o \\ &= 36 \times 1705 \\ &= 61396,34 \text{ m}^3 \\ &= 2168193 \text{ cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Volume Reaktor (V}_R\text{) : } 2\text{E+06 cuft}$$

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H} = 4$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi(D^2)H$$

$$2168193 = \frac{1}{4} \pi(D^2)4D$$

$$D = 88 \text{ ft} = 1061 \text{ in}$$

$$H = 353,55 \text{ ft} = 4243 \text{ in}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum=

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan (psi)

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\text{Joint efficiency, } E = 1$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = 154,8 \text{ psia}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$

$$= 15 + 154,8$$

$$= 169 \text{ psi}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk keamanan

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P \text{ total}$$

$$= 1,2 \times 169,26 = 203,11 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 r_i &= 1 & x & D_s \\
 &= 1 & x & 88 \\
 &= 44 & ft & = 530,3 \text{ in} \\
 C &= 0 & & \text{in}
 \end{aligned}$$

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 1} + c \\
 &= \frac{203 \times 530,3}{12650 \times 1 - 0,6 \times 203,1} + 0,125 \\
 &= 10,9 \text{ in} \\
 &= \frac{87}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2 \cdot t_s \\
 &= 1060,6466 + 2 \times 10,90 \\
 &= 1082,4433 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell} \\
 && \text{berdasarkan ASME})
 \end{aligned}$$

Distanartkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (r_c/r_t)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$\begin{aligned}
 t &= \text{in} \\
 \text{OD} &= 126 \text{ in} \\
 r_c &= r = 120 \text{ in} \\
 r_t &= icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \times 3 + 120 : 4,38 = 0,5 \\
 &= 2,059 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t = \frac{P \times 120 \times w}{}$$

$$= \frac{2,48 \text{ (dipakai tebal standart yaitu } \frac{3}{4} \text{ in}}{6 \text{ in}}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 4,375 \text{ in}$$

$$= 115.63 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{120}{2} - 4 \\ &\equiv 55,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$b = r \cdot AC$$

$$\equiv 19 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head 2 /8 in diperoleh harga sf = $1\frac{1}{2}$ - $4\frac{1}{2}$. Dipilih 5

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + \text{b} + \text{sf} \\ &= 2,48 + 18,63 + 5 \\ &= 25,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= H + 2OA \\ &= 4242,586 + 51,24 \\ &\equiv 4294 \text{ in} \end{aligned}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} \quad W_{Da} = \frac{1}{5} \quad H_{Dt} = 1$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \quad C_{Dt} = \frac{1}{3} \quad J_{Dt} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

Da = diameter pengaduk (ft)

Dt = diameter tangki (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

J = lebar baffle (ft)

Maka diperoleh :

$$Da = \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} \times 88 = 29,46 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} \times 29 = 5,892 \text{ ft}$$

$$H = Dt = 88,39 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} \times 29 = 7,366 \text{ ft}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = \frac{1}{3} \times 88 = 29,46 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} \times 88 = 7,366 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

Diameter pengaduk (Da) = 29 ft = 353,5 in = 107,8 m

kKecepatan putaran (N) = 1 Hz = 1 rps = 60 rpm

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho N D_a^2}{\text{visco}} \\
 &= \frac{63 \times 1 \times 11628}{1,5} \\
 &= 488609,2
 \end{aligned}$$

$Nre > 10.000$, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis halaman 159 untuk menentukan power pengaduk:

$$N_p = 2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\
 &= 2 \times 63,0 \times 1 \times 14579627752 \\
 &= 1837937464673,87 \text{ W} \\
 &= 1837937464,67 \text{ kW} \\
 &= 2464674140,13 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Menghitung Jaket Pemanas

Jumlah steam (225°C) = $820,9 \text{ Kg/jam} = 1809,428 \text{ lb/jam}$

$$\frac{V_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}} = \frac{1809}{0,443} = 4083 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter inside jaket (D1)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal shell}) \\
 &= 1065,6 \text{ in} = 12787,4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi jaket} &= \text{tinggi tutup bagian bawah} + (80\% \text{tinggi tangki}) \\
 &= 5 \text{ in} = 60 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Asumsi jarak jaket =

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter outside jaket (D2)} &= D1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 1065,6 \text{ in} + 10 \text{ in} \\
 &= 1075,6 \text{ in} = 12907 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas area steam (A)} &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\
 &= 2E+06 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan steam

$$V = \frac{V_{steam}}{A} = \frac{4083}{2E+06} = 0,001687 \text{ ft/jam}$$

Spesifikasi :

| | | |
|--------|---|---|
| Fungsi | : | untuk mereaksikan selulosa menjadi glukosa dengan bantuan enzim cellulase |
| Type | : | Mixed Flow Reaktor |
| Jumlah | : | 1 unit |

Dimensi Tangki :

| | | | |
|----------------------|---|------------------------------|----------|
| Kapasitas | : | 1.705 | cuft/jam |
| Tinggi | : | 4.242,59 | in |
| Diameter | : | | |
| - Inside diameter : | | 1060,646596 | in |
| - Outside diameter : | | 1082,443338 | in |
| Tebal Shell | | | |
| Tebal tutup atas | : | 2,48 | in |
| Tebal tutup bawah | : | ## | in |
| Bahan konstruksi | : | Carbon steel SA-2833 grade C | |

Dimensi Pengaduk :

| | | |
|------------------|---------------|----------|
| Jenis pengaduk : | propeler | |
| Diameter penga: | | 29,46 ft |
| Kecepatan puta : | 1 | rps |
| Power motor : | 2464674140,13 | hp |

Dimensi Jaket :

| | | | |
|----------------------|---|-----------|--------|
| V _{steam} | : | 4.082,6 | lb/jam |
| Diameter | | | |
| - Inside diameter : | | 1.065,62 | ft |
| - Outside diameter : | | 12.907,39 | ft |
| Tinggi jaket | : | - | in |

Luas area steam : 2420449,17 ft²

Kecepatan superficial steam : 0,001687

14. Tangki Starter

Fungsi = untuk mengembangkan Zymomonas Mobilis sebelum masuk reaktor fermentor

Banyak = 1

Type = Mixed flow reactor

Proses = Batch

Kondisi operasi

Temperatur = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 173133,96 Kg/Jam

Waktu tinggal = 36 jam jam

Reaksi yang terjadi



| Komponen | Massa | x | sg | fraksi sg | BM | Kmol |
|--------------|-------|--------|------|-----------|------|-------|
| Etanol | 7421 | 0,0429 | 0,78 | 0,033434 | 46 | 161,3 |
| Selulose | 446,4 | 0,0026 | 1,52 | 0,003919 | 164 | 2,722 |
| Glukosa | 912,7 | 0,0053 | 1,35 | 0,007117 | 180 | 5,071 |
| G.Oligomer | 492,3 | 0,0028 | 1,35 | 0,003839 | 180 | 2,735 |
| Cellobiose | 117,8 | 0,0007 | 1,59 | 0,001082 | 342 | 0,344 |
| Hemiselulose | 192 | 0,0011 | 1,27 | 0,001408 | 132 | 1,455 |
| Xylose | 1574 | 0,0091 | 1,27 | 0,011546 | 150 | 10,49 |
| X.oligomer | 219 | 0,0013 | 1,52 | 0,001923 | 150 | 1,46 |
| Lignin | 4452 | 0,0257 | 1,27 | 0,032657 | 155 | 28,72 |
| S.Lignin | 234,3 | 0,0014 | 1,27 | 0,001719 | 155 | 1,512 |
| Air | 1E+05 | 0,8498 | 1 | 0,85 | 18 | 8174 |
| Ash | 436,5 | 0,0025 | 1,27 | 0,003202 | 2422 | 0,18 |

| | | | | | | |
|--------------------------------------|-------|--------|-------|----------|-------|-------|
| Furfural | 109 | 0,0006 | 1,159 | 0,00073 | 150 | 0,727 |
| H ₂ SO ₄ | 22,34 | 0,0001 | 1,39 | 0,000179 | 98,1 | 0,228 |
| CaSO ₄ .2H ₂ O | 13 | 0,0001 | 2,29 | 0,000172 | 172,1 | 0,076 |
| Enzim Cellulas | 20 | 0,0001 | 1,3 | 0,00015 | 180 | 0,111 |
| Z. mobilis | 2256 | 0,0130 | 1,07 | 0,013942 | 180 | 12,53 |
| Co ₂ | 7089 | 0,041 | 0,002 | 8,11E-05 | 40 | 177,2 |
| Total | 2E+05 | 1 | 22,67 | 0,966881 | | |
| | | | | | | 8581 |
| | | | | | | 18917 |

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air T } 90^\circ\text{C} \\ &= 933,33 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 58 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Cam} = \text{cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 173133,96 \text{ Kg/jam} \\ &= 381694,59 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ (rate volumetrik)} &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 185,50 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi reaktor:

$$V = t \cdot v_o$$

dimana :

t : waktu (jam)

V : Volume larutan (m³)

$$\begin{aligned}V &= t \cdot F_{Ao} \\ &= 36,0 \times 185,5 \\ &= 6678,046 \text{ m}^3 \\ &= 236013,48 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Volume Reaktor (V_R) : 236013 cuft

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H} = 4$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi(D^2)H$$

$$236013,5 = \frac{1}{4} \pi(D^2)4D$$

$$D = 42 \text{ ft} = 506,4 \text{ in}$$

$$H = 168,81 \text{ ft} = 2026 \text{ in}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum=

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

$$\text{Joint efficiency, } E = 1$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ bar} = 15 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = 68,31 \text{ psia}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$

$$= 15 + 68,31$$

$$= 83 \text{ psi}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P \text{ total}$$

$$= 1,2 \times 82,81 = 99,37 \text{ psi}$$

$$r_i = 1 \times D_s$$

$$= 1 \times 42$$

$$= 21 \quad \text{ft} \quad = 253,2 \quad \text{in}$$

$$C = 0 \quad \text{in}$$

maka tebal minimum shell:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 1 - \frac{C}{P}} + c$$

$$= \frac{99,4 \times 253,2}{12650 \times 1 - 0,6 \times 82,8} + 0,1$$

$$= 2,626 \quad \text{in}$$

$$= \frac{5}{8} \quad \text{in} \quad 5/8$$

Menentukan diameter luar tangki

$$(OD)_s = (ID)_s + 2 \cdot t_s$$

$$= 506,4271365 + 2 \cdot 2,63$$

$$= 511,67943 \quad \text{in} \quad (\text{tebal standar shell berdasarkan ASME})$$

Distandartkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (r_c/t)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$t = \quad \text{in}$$

$$OD = 126 \quad \text{in}$$

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

$$r_t = icr = 7 \frac{5}{8} \quad \text{in} \quad = 4,375 \quad \text{in}$$

$$W = \frac{1}{4} \times 3 + 120 : 4,38 \quad 1$$

$$= 2,059 \quad \text{in}$$

$$t = \frac{P \times 120 \times w}{(12 \times F \times e) - (0,2 \times P)}$$

$$= 1,21 \quad (\text{dipakai tebal standart yaitu} = 3/4 \quad \text{in})$$

$$\frac{6}{8} \text{ in}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r-\text{icr} = 120 - 4,375 \text{ in} \\ = 115,63 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\ &= \frac{120}{2} - 4 \\ &= 55,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0.5} \\ &= 101,4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r-\text{AC} \\ &= 19 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head $2 / 8$ in diperoleh harga sf = $1 \frac{1}{2} - 4 \frac{1}{2}$. Dipilih sf = 4,5

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= 1,21 + 18,63 + 5 \\ &= 24,35 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= H + 2\text{OA} \\ &= 2026 + 48,70 \\ &= 2074 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi

: untuk mengembangkan Zymomonas Mobilis sebelum masuk reaktor

Type fermentor

Jumlah :

Dimensi Tangki : : 1 unit

Kapasitas

| | | | |
|---------------------|---|------------------------------|----------|
| Tinggi | : | 186 | cuft/jam |
| Diameter | : | 2.025,71 | in |
| - | : | | |
| - Inside diameter | : | 506,4271365 | in |
| Tet Outside diamete | : | 511,6794316 | in |
| Tebal tutup atas | | | |
| Tebal tutup bawah | : | 1,21 | in |
| Bahan konstruksi | : | ## | in |
| | : | Carbon steel SA-2833 grade C | |

15. Reaktor Fermentor

Fungsi = untuk mereaksikan glukosa menjadi etanol dengan bantuan Zymomonas Mobilis

Banyak = 1

Type = Mixed flow reactor

Proses = Batch

Kondisi operasi

Temperatur = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 1723195,1 Kg/Jam

Waktu tinggal = 36 jam

| Komponen | Massa (Kg) x | sg | fraksi s | BM | Kmol |
|----------|--------------|-----------|----------|-------|------|
| Etanol | 78722 | 0,0456835 | 0,78 | 0,036 | 46 |
| Selulose | 4464 | 0,002591 | 1,52 | 0,004 | 164 |

| | | | | | | |
|----------------|-------|-----------|-------|-------|-------|-------|
| Glukosa | 2869 | 0,001665 | 1,35 | 0,002 | 180 | 15,94 |
| G.Oligomer | 4923 | 0,002857 | 1,35 | 0,004 | 180 | 27,35 |
| Cellobiose | 1178 | 0,000684 | 1,59 | 0,001 | 342 | 3,445 |
| Hemiselulose | 1924 | 0,001116 | 1,27 | 0,001 | 132 | 14,57 |
| Xylose | 9847 | 0,005714 | 1,27 | 0,007 | 150 | 65,65 |
| X.oligomer | 2186 | 0,001269 | 1,52 | 0,002 | 150 | 14,57 |
| Lignin | 44518 | 0,025835 | 1,27 | 0,033 | 155 | 287,2 |
| S.Lignin | 2343 | 0,001360 | 1,27 | 0,002 | 155 | 15,12 |
| Air | 1E+06 | 0,853798 | 1 | 0,854 | 18 | 81737 |
| Ash | 4365 | 0,002533 | 1,27 | 0,003 | 2422 | 1,802 |
| Furfural | 1091 | 0,000633 | 1,159 | 7E-04 | 150 | 7,276 |
| H2SO4 | 223,4 | 0,000130 | 1,39 | 2E-04 | 98,1 | 2,277 |
| CaSO4.2H2O | 132,7 | 0,000077 | 2,29 | 2E-04 | 172,1 | 0,771 |
| Enzim Cellulas | 204,6 | 0,000119 | 1,3 | 2E-04 | 180 | 1,137 |
| Z. mobilis | 22588 | 0,0131083 | 1,07 | 0,014 | 180 | 125,5 |
| Co2 | 68112 | 0,0395267 | 0,002 | 8E-05 | 40 | 1703 |
| CH3COOH | 2243 | 0,0013017 | 1,05 | 0,001 | 60 | 37,39 |
| Total | 2E+06 | 1,000000 | 23,72 | 0,966 | | 85798 |

189152,12

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= (\text{fraksi berat} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air T } 90^\circ\text{C} \\ &= 932,13 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 58 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Cam} = 2 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate massa} &= 1723195,1 \text{ Kg/jam} \\ &= 3798990,3 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ (rate volumetrik)} &= \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 1849 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi reaktor:

$$V = v_{oxt}$$

dimana :

- t : waktu (jam)
 V : Volume larutan (m³)
 v_0 : volume feed masuk (m³/jam)

$$\begin{aligned}
 V &= t \cdot v_0 \\
 &= 36 \times 1849 \\
 &= 66552,18 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume Reaktor (V_R) : 2352067 cuft

Design

Menentukan ukuran tangki dan tebal

Dimana =

$$\text{Asumsi} = \frac{D}{H} = 4$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= 1/4 \pi(D^2)H \\
 2E+06 &= 1/4 \pi(D^2)4D \\
 D &= 91 \text{ ft} = 1090 \text{ in} \\
 H &= 363,27 \text{ ft} = 4359 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung shell minimum

Dimana tebal dinding silinder minimum =

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

t_s = tebal shell (in) f = tekanan maks. yang diijinkan

P = tekanan internal (psi) E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in) c = faktor korosi

Menentukan tebal dinding

Joint efficiency, E = 1

Allowable stress = 12650 psia

P operasi = = 1 bar = 15 psia

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \times H}{144} = 146,8 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 15 + 146,8 \\ &= 161 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 20% lebih besar daripada P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times P_{\text{total}} \\ &= 1,2 \times 161 = 194 \text{ psi} \\ r_i &= 1 \times D_s \\ &= 1 \times 91 \\ &= 45 \text{ ft} = 544,9 \text{ in} \\ C &= 0 \text{ in} \end{aligned}$$

maka tebal minimum shell:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 1} + c \\ &= \frac{193,6 \times 544,9}{12650 \times 1 - 0,6 \times 194} + 0,1 \\ &= 10,67 \text{ in} \\ &= \frac{85}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (\text{OD})s &= (\text{ID})s + 2 \cdot t_s \\ &= 1089,819552 + 2 \times 10,67 \\ &= 1111,1571 \text{ in} \quad (\text{tebal standar shell} \\ &\quad \text{berdasarkan ASME}) \end{aligned}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 126 in

Menentukan tebal tutup (head):

jenis *head* yang digunakan untuk bagian atas dan bawah adalah sama yaitu standart diskhead.

$$t = \frac{p \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2p} \quad \text{dimana, } W = \frac{1}{4} (3 \times (r_c/r_t)0,5)$$

tebal tutup bagian atas = tebal tutup bagian bawah.

$$\begin{aligned} t &= \text{in} \\ OD &= 126 \text{ in} \\ r_c = r &= 120 \text{ in} \\ r_t = icr &= 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 4,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x 3 + 120 : 4,38 = 1 \\ &= 2,059 \text{ in} \\ t &= \frac{P x 120 x w}{(12 x F x e) - (0.2 x P)} \\ &= 2,37 \text{ (dipakai tebal standart yaitu } \frac{1}{4} \text{ in)} \\ &\quad \underline{\quad \frac{2}{8} \text{ in}} \end{aligned}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{120}{2} = 60 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 4,375 = 115,63 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{120}{2} - 4 \\ &= 55,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\ &= 101,4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 19 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), tebal head $2 \frac{1}{8}$ in diperoleh harga sf = $1 \frac{1}{2} - 4\frac{1}{2}$. Dipilih sf = 4,5

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf \\
 &= 2,37 + 18,63 + 5 \\
 &= 25,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tangki} &= H + 2OA \\
 &= 4359 + 51,00 \\
 &= 4410 \text{ in}
 \end{aligned}$$

B. Perhitungan Sistem Pengaduk:

Jenis pengaduk yang dip propeller

Geometri pengaduk standart (*Geancoplis, tabel 3-4.1*) :

$$\begin{aligned}
 \frac{Da}{Dt} &= \frac{1}{3} \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{H}{Dt} = 1 \\
 \frac{L}{Da} &= \frac{1}{4} \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}
 \end{aligned}$$

Dimana :

| | | |
|--------|-----------------------------------|------|
| $Da =$ | diameter pengaduk | (ft) |
| $Dt =$ | diameter tangki | (ft) |
| $W =$ | lebar pengaduk | (ft) |
| $H =$ | tinggi larutan | (ft) |
| $L =$ | tinggi pengaduk | (ft) |
| $C =$ | tinggi pengaduk dari dasar tangki | (ft) |
| $J =$ | lebar baffle | (ft) |

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Da &= \frac{1}{3} DT = \frac{1}{3} \times 91 = 30,27 \text{ ft} \\
 W &= \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} \times 30 = 6,055 \text{ ft} \\
 H &= Dt = 90,82 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} \times 30 = 7,568 \text{ ft}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = \frac{1}{3} \times 91 = 30,27 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = \frac{1}{12} \times 91 = 7,568 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk

$$\text{Diameter pengaduk (Da)} = 30 \text{ ft} = 363,3 \text{ in} = 110,8 \text{ m}$$

$$k \text{Kecepatan putaran (N)} = 1 \text{ Hz} = 1 \text{ rps} = 60 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho N D a^2}{\text{visco}} \\ &= \frac{932,1 \times 1 \times 12276}{150} \\ &= 76287 \end{aligned}$$

$N_{re} > 10.000$, maka aliran tersebut turbulen.

menggunakan curve 5 pada figure 3.4-5, Geancoplis halaman 159 untuk menentukan power pengaduk:

$$N_p = 2$$

$$\begin{aligned} \text{Power pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D a^5 \\ &= 2 \times 932 \times 1 \times 16698055464 \\ &= 31129387422101,9 \text{ W} \\ &= 31129387422,10 \text{ kW} \\ &= 41744508533,04 \text{ hp} \end{aligned}$$

Fungsi : untuk mereaksikan glukosa menjadi etanol dengan bantuan Z. Mobilis

Type : Mixed Flow Reaktor

Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas : 1.849 cuft/jam

Tinggi : 4.359,28 in

Diameter : :

- Inside diameter : 1089,820 in
- Outside diameter : 1111,1571 in

Tebal Shell

Tebal tutup atas : 2,37 in
Tebal tutup bawah : 2,37 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-2833 grade C

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk : propeler

Diameter pengaduk : 30,27 ft

Kecepatan putaran : 1 rps

Power motor : 41.744.508.533,0 hp

BIODATA PENULIS

PENULIS I



Penulis bernama M. Afandy Firmansyah Dilahirkan di Gresik Jawa Timur, tanggal 20 Juli 1997 merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu : MI Nurul Huda, SMPN 2 Manyar, SMA Nahdlatul Ulama 1 Gresik tahun 2015, penulis mengikuti ujian masuk program Diploma III ITS dan diterima di program studi D III Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi ITS. Terdaftar dengan NRP 2315 030 092. Di program studi D III Teknik Kimia penulis mengambil judul Tugas Akhir tentang “Pabrik Bioethanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Proses Hidrolisis Enzim dan Fermentasi”. Penulis sempat mengikuti beberapa pelatihan seperti LKMM pra TD dan LKMM TD, serta pelatihan lain yang diadakan oleh Himpunan D III Teknik Kimia FV-ITS. Penulis juga merupakan anggota Himpunan Mahasiswa D III Teknik Kimia Fakultas Vokasi ITS (HIMAD3KKIM FV-ITS) pada kepengurusan 2016/2017 sebagai staff di Departemen Akademik Kesejahteraan Mahasiswa dan pada kepengurusan 2017/2018 sebagai Ketua Departemen Akademik Kesejahteraan Mahasiswa

Email : afandyfirmansyah901@gmail.com

PENULIS II



Rosi Pratiwi. Penulis dilahirkan di Tuban pada tanggal 25 Desember 1996 yang merupakan anak kedua dari dua bersaudara, anak dari Bapak Sulani dan Ibu Nursipah. Penulis telah menempuh pendidikan SMA 1 Negeri Tuban pada tahun 2015. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi DIII Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS dengan nomor registrasi mahasiswa 2315 030 080. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Departemen Dalam Negeri (DAGRI) Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS (2016-2017), staff Dana Usaha Fuki Al-Ikrom (2016-2017), staff Syi'ar Fuki Al-Ikrom (2017-2018), dan Ketua Divisi Minat Bakat Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS (2017-2018) serta mengikuti beberapa pelatihan, seminar, dan perlombaan dibidang olahraga yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. HOLCIM Indonesia Tuban Plant.

Email : Rosipratiwi308@gmail.com