



**TUGAS AKHIR - TK145501**

## **PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI BIJI JAGUNG DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM**

**MARINI HERMANINGSIH  
NRP. 10411500000037**

**MAHENDRA ADITYA  
NRP. 10411500000043**

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

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
FAKULTAS VOKASI  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018**



---

**TUGAS AKHIR – TK145501**

**PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI BIJI JAGUNG DENGAN  
PROSES HIDROLISIS ENZIM**

MARINI HERMANINGSIH  
NRP. 10411500000037

MAHENDRA ADITYA  
NRP. 10411500000043

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

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2018**



---

**FINAL PROJECT – TK145501**

**GLUCOSE SYRUP FROM CORN KERNEL WITH ENZYME  
HYDROLYSIS PROCESS**

MARINI HERMANINGSIH  
NRP. 10411500000037

MAHENDRA ADITYA  
NRP. 10411500000043

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 SIRUP GLUKOSA DARI BIJI JAGUNG DENGAN PROSES**  
**HIDROLISIS ENZIM**

### **TUGAS AKHIR**

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Ahli Madya

pada

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Marini Hermaningsih**

**(NRP 10411500000037)**

**Mahendra Aditya**

**(NRP 10411500000043)**

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

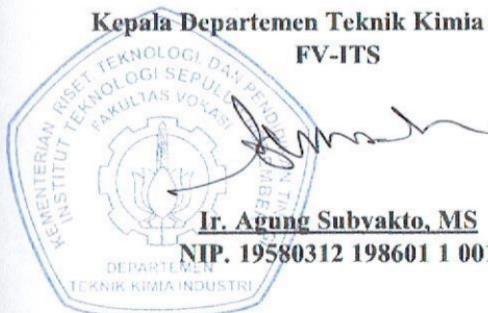
Dosen Pembimbing

**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**

SURABAYA, 18 JULI 2018

## **LEMBAR REVISI**

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada 9 Juli 2018 untuk tugas akhir dengan judul "**Pabrik Sirup Glukosa dari Biji Jagung dengan Proses Hidrolisis Enzim**", yang disusun oleh :

**Marini Hermaningsih**

(NRP 10411500000037)

**Mahendra Aditya**

(NRP 10411500000043)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT



.....

2. Ir. Agus Surono, MT



.....

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Ir. Elly Agustiani, M.Eng



.....

SURABAYA, 18 JULI 2018

## 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 Sirup Glukosa dari Biji Jagung dengan Proses Hidrolisis Enzim**. 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 pengerjaan 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 terselesaikannya 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. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT. dan Bapak Ir. Agus Surono, MT. selaku Dosen Pengaji Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, 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, 18 Juli 2018

TTD

Penulis

# **PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI BIJI JAGUNG DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM**

Nama Mahasiswa : Marini Hermaningsih 10411500000037  
Mahendra Aditya 10411500000043  
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri  
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

## **ABSTRAK**

*Berdasarkan data Kementerian Perdagangan Industri (Kemenperin) dan Badan Pusat Statistik (BPS) kebutuhan sirup glukosa di Indonesia Indonesia (salah satu negara di wilayah ASEAN) mengalami kenaikan. Perkiraan kebutuhan sirup glukosa di wilayah Indonesia pada tahun 2021 sebesar 200.490,7 ton/tahun, semakin besarnya kebutuhan sirup glukosa wilayah Indonesia memberikan peluang untuk didirikan sebuah pabrik sirup glukosa.*

*Proses pembuatan sirup glukosa pada industri kimia yang umum digunakan ada tiga macam, yaitu proses hidrolisis enzim yang menggunakan enzim untuk menghasilkan pati, proses hidrolisis asam yang melaarkan pati dalam air lalu menambahkan asam, dan proses hidrolisis enzim-asam yang menggunakan asam pada tahap awal kemudian dilanjutkan dengan hidrolisis menggunakan enzim.. Setelah dilakukan perbandingan antara ketiga proses tersebut, maka dapat diketahui bahwa proses hidrolisis enzim memiliki lebih banyak keunggulan, oleh karena itu pabrik sirup glukosa ini diproduksi menggunakan proses hidrolisis enzim. Proses produksi hidrolisis enzim terbagi dalam empat tahap. Tahap pertama yaitu tahap pretreatment, dimana biji jagung diambil patinya dengan proses dengan proses steeping; penggilingan; pemisahan dengan lembaga; pemisahan sentrifugasi. Tahap kedua yaitu tahap gelatinasi yang mencampurkan suspensi pati dengan  $\text{CaCl}_2$  dan memanaskannya dengan jet cooker untuk memecah granula pati. Tahap ketiga yaitu tahap hidrolisis yang terdiri dari dua proses, yaitu likuifikasi dan sakarifikasi. Pada proses likuifikasi, pati ditambahkan enzim alfa-amilsae, dan proses sakarifikasi ditambahkan enzim glukoamilase. Tahap keempat terdiri dari proses filtrasi dengan menggunakan rotary vacum filter, proses pemucatan dengan menambahkan karbon aktif, proses ion exchanger untuk menghilangkan logam  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Cl}^-$  dengan menggunakan kation exchanger dan anion exchanger.*

*Pabrik sirup glukosa yang akan didirikan berkapasitas 27.000 ton/tahun diambil dari 20% kebutuhan di tahun 2021, direncanakan didirikan di Kejayan, Kabupaten Pasuruan, Jawa Timur. Sirup glukosa umumnya digunakan sebagai bahan baku industri permen, bahan substituen industri fermentasi, dan*

*industri farmasi. Pabrik ini menggunakan bahan baku biji jagung dari lahan pertanian jagung di Pasuruan.*

*Kata Kunci : Sirup Glukosa, Biji Jagung, Hidrolisis Enzim*

## **GLUCOSE SYRUP FROM CORN KERNEL WITH ENZYME HYDROLYSIS PROCESS**

Student Name	:	Marini Hermaningsih	10411500000037
		Mahendra Aditya	10411500000043
Departement	:	Departement Of Chemical Engineering Industry	
Supervisor	:	Ir. Elly Agustiani, M.Eng	

*Based on data from the Ministry of Trade Industry (Kemenperin) and Central of Statistics (BPS) needs of glucose syrup in Indonesia Indonesia (one country in the ASEAN region) experienced an increase. Estimated requirement of glucose syrup in Indonesia in 2021 is 200,490,7 tons / year, the bigger requirement of glucose syrup in Indonesia gives an opportunity to establish a siruo glucose factory.*

*The process of making glucose syrup in chemical industry is commonly used there are three kinds, namely the enzyme hydrolysis process that uses enzymes to produce starch, acid hydrolysis process that dissolves starch in water then add acid, and process hydrolysis acid-acid enzyme in the early stage then followed by hydrolysis using enzyme. After comparing the three processes, it is known that enzyme hydrolysis process has more advantages, therefore glucose syrup factory is produced using enzyme hydrolysis process. The enzyme hydrolysis production process is divided into four stages. The first stage is pretreatment stage, where the corn seed is taken by the process with steeping process; milling; germ separation ; separation of centrifugation. The second stage is the gelatinating stage mixing the starch suspension with CaCl<sub>2</sub> and heating it with a jet cooker to break down the starch granules. The third stage is the hydrolysis stage consisting of two processes, namely liquification and saccharification. In the process of liquefaction, starch is added enzyme alfa-amylsae, and saccharification process added glucoamylase enzyme. The fourth stage consists of filtration process using rotary vacuum filter, blanching process by adding activated carbon, ion exchanger process to remove Ca<sup>2+</sup> and Cl-metal by using cation exchanger and anion exchanger.*

*The glucose syrup factory which will be established with a capacity of 27,000 tons / year is taken from 20% requirement in 2021, planned to be established in Kejayan, Pasuruan District, East Java. Glucose syrup is commonly used as raw material for candy industry, fermentation industry substituent, and pharmaceutical industry. This plant uses corn kernels from corn farming in Pasuruan.*

**Keywords : Glucose Syrup, Corn Kernel, Enzyme Hydrolysis**

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	
<b>LEMBAR PERSETUJUAN</b>	
<b>KATA PENGATAR</b>	.....i
<b>ABSTRAK</b>	.....iii
<b>ABSTRACT</b>	.....iv
<b>DAFTAR ISI</b>	.....vx
<b>DAFTAR GAMBAR</b>	.....ix
<b>DAFTAR GRAFIK</b>	.....x
<b>DAFTAR TABEL</b>	.....xi
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1    Latar Belakang.....	I-1
1.1.1   Sejarah.....	I-2
1.1.2   Alasan Pendirian Pabrik .....	I-3
1.1.3   Ketersediaan Bahan Baku.....	I-4
1.1.4   Kebutuhan .....	I-4
1.1.5   Aspek Pasar .....	I-6
1.1.6   Penentuan Kapasitas Pabrik.....	I-7
1.1.7   Penentuan Lokasi Pabrik .....	I-10
1.2     Dasar Teori .....	I-13
1.3     Kegunaan Sirup Glukosa .....	I-13
1.4     Sifat Fisika dan Kimia .....	I-14
1.4.1  Bahan Baku Utama.....	I-14
1.4.2  Bahan Baku Penunjang .....	I-15
1.4.3  Produk Utama .....	I-20
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b>	
2.1     Macam Proses.....	II-1
2.1.1  Hidrolisis Pati dengan Enzim .....	II-1
2.1.2  Hidrolisis Pati dengan Asam .....	II-3
2.1.3  Hidrolisis Pati dengan Enzim-Asam.....	II-4
2.2     Seleksi Proses .....	II-5
2.3     Uraian Proses Terpilih .....	II-7
2.3.1  Proses <i>Pretreatment</i> .....	II-7
2.3.2  Proses Gelatinasi .....	II-8
2.3.3  Proses Hidrolisis.....	II-9
2.3.4  Proses Pemurnian dan Pemekatan .....	II-9

### **BAB III NERACA MASSA**

3.1	<i>Washer</i> .....	III-1
3.2	<i>Steeping Tank</i> .....	III-2
3.3	<i>Milling</i> .....	III-3
3.4	<i>Germ Separator</i> .....	III-4
3.5	<i>Centrifugal Separator</i> .....	III-5
3.6	Tangki Pencampur I.....	III-6
3.7	<i>Jet Cooker</i> .....	III-6
3.8	Reaktor Likuifikasi .....	III-7
3.9	Tangki Pencampur II .....	III-8
3.10	Reaktor Sakarifikasi .....	III-9
3.11	<i>Rotary Vacuum Filter</i> .....	III-10
3.12	Tangki Karbonasi .....	III-12
3.13	Filter Press.....	III-13
3.14	<i>Kation Exchanger</i> .....	III-14
3.15	<i>Aation Exchanger</i> .....	III-15
3.16	<i>Triple Effet Evaporator</i> .....	III-16

### **BAB IV NERACA PANAS**

4.1	<i>Heater I</i> .....	IV-1
4.2	<i>Steeping Tank</i> .....	IV-1
4.3	<i>Jet Cooker</i> .....	IV-2
4.4	<i>Cooler I</i> .....	IV-3
4.5	Reaktor Likuifikasi .....	IV-4
4.6	<i>Cooler II</i> .....	IV-5
4.7	Reaktor Sakarifikasi .....	IV-6
4.8	<i>Heater III</i> .....	IV-6
4.9	<i>Cooler II</i> .....	IV-7
4.10	<i>Heater IV</i> .....	IV-8
4.11	<i>Triple Effect Evaporator</i> .....	IV-9
4.12	<i>Barometric Condensor</i> .....	IV-10

### **BAB V SPESIFIKASI ALAT**

5.1	<i>Bucket Elevator</i> .....	V-1
5.2	<i>Washer</i> .....	V-2
5.3	<i>Tangki Penampung I.</i> .....	V-3
5.4	<i>Steeping Tank</i> .....	V-3
5.5	<i>Ball Mill</i> .....	V-5
5.6	<i>Germ Separator</i> .....	V-5
5.7	<i>Centrifugal Separator</i> .....	V-5
5.8	Tangki Pencampur I.....	V-6

5.9	<i>Jet Cooker</i> .....	V-7
5.10	Pompa.....	V-8
5.11	Reaktor Likuifikasi .....	V-8
5.12	Reaktor Sakarifikasi .....	V-10
5.13	<i>Rotary Vacuum Filter</i> .....	V-13
5.14	<i>Cooler I</i> .....	V-13
5.15	Tangki Karbonasi .....	V-13
5.16	Filter Press .....	V-14
5.17	<i>Kation Exchanger</i> .....	V-15
5.18	<i>Anion Exchanger</i> .....	V-15
5.19	<i>Heater I</i> .....	V-16
5.20	<i>Evaporator Effect I</i> .....	V-17
5.21	<i>Evaporator Effect II</i> .....	V-18
5.22	<i>Evaporator Effect III</i> .....	V-19
5.23	<i>Barometric Condenser</i> .....	V-20
5.24	<i>Steam Jet Ejector</i> .....	V-20

## BAB VI UTILITAS

6.1	Air.....	VI-1
6.1.1	Air Sanitasi .....	VI-2
6.1.2	Air Proses .....	VI-3
6.1.3	Air Umpan Boiler .....	VI-3
6.1.4	Air Pendingin.....	VI-3
6.1.5	Proses Water Treatment.....	VI-4
6.1.6	Perhitungan Kebutuhan Air .....	VI-6
6.2	<i>Steam</i> .....	VI-9
6.3	Listrik .....	VI-9

## BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

7.1	Kesehatan dan Keselamatan Kerja.....	VII-1
7.1.1	Keselamatan Kerja.....	VII-1
7.1.2	Kecelakaan Kerja.....	VII-1
7.2	Potensi Bahaya Lingkungan Kerja .....	VII-2
7.3	Alat Perlindungan Diri (APD).....	VII-4
7.4	Kesehatan dan Keselamatan Pabrik pada Pabrik .....	VII-8

## BAB VIII INSTRUMENTASI

8.1	Instrumentasi Secara Umum.....	VIII-1
8.2	Alat Kontrol dalam Bidang Industri .....	VIII-3
8.3	Instrumentasi pada Pabrik Sirup Glukosa.....	VIII-4

## BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

9.1	Pengolahan Limbah Industri Kimia .....	IX-1
-----	--	------

**BAB X KESIMPULAN**

10.1 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 Sirup Glukosa

Flowsheet Utilitas Pabrik Sirup Glukosa

## **DAFTAR GAMBAR**

<b>Gambar 1.1</b>	Struktur Kimia Glukosa.....	1
<b>Gambar 1.2</b>	Analisis Proses Pemasaran Sirup Glukosa.....	5
<b>Gambar 1.3</b>	Peta Lokasi Pendirian Pabrik.....	9
<b>Gambar 1.4</b>	Jagung .....	10

## **DAFTAR GRAFIK**

<b>Grafik 1.1</b>	Kebutuhan Impor Sirup Glukosa di Indonesia 2014-2016 .....	6
<b>Grafik 1.2</b>	Kebutuhan Eksport Sirup Glukosa di Indonesia 2014-2016.....	6

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b>	Hasil Pendapatan Indonesia dari Ekspor Sirup Glukosa 2012-2016.....	4
<b>Tabel 1.2</b>	Data Impor Sirup Glukosa 2014-2016.....	5
<b>Tabel 1.3</b>	Data Ekspor Sirup Glukosa 2014-2016 .....	6
<b>Tabel 1.4</b>	Data Produksi Sirup Glukosa 2014-2016 .....	7
<b>Tabel 1.5</b>	Proyeksi Produksi, Impor, Ekspor di Indoneisa pada 2021 .....	8
<b>Tabel 1.6</b>	Komposisi Kimia pada Biji Jagung Berdasarkan Bobot Kering .....	9
<b>Tabel 2.1</b>	Perbandingan Kondisi Operasi pada Proses Hidrolysis .....	23

## **BAB I**

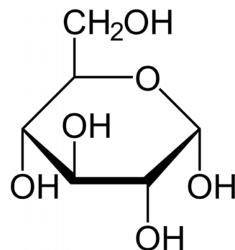
### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Indonesia sebagai negara berkembang berusaha untuk meningkatkan pembangunan di segala bidang termasuk sektor industri. Tujuan pembangunan di bidang industri adalah untuk meningkatkan produksi dalam negeri, menjaga keseimbangan struktur ekonomi Indonesia, meningkatkan devisa negara serta memperluas kesempatan kerja.

Pada era globalisasi ini banyak industri didirikan terutama industri kimia di Indonesia, hal ini sehubungan dengan semakin banyak kebutuhan bahan kimia dalam negeri dan untuk memenuhi permintaan luar negeri (ekspor). Industri kimia merupakan salah satu industri yang bernilai tinggi dan berbasis teknologi tinggi. Salah satu bahan kimia yang masih mendatangkan dari luar negeri (impor) dalam jumlah banyak dari tahun ke tahun adalah sirup glukosa. Oleh karena itu, muncul konsep pemikiran bahwa masa depan pendirian pabrik sirup glukosa mempunyai peluang yang baik guna menunjang berbagai industri lain di samping dapat menghemat devisa negara melalui pengurangan kebutuhan impor sirup glukosa dari luar negeri.

Sirup glukosa adalah cairan kental dan jernih dengan komponen utama glukosa yang diperoleh dari hidrolisis pati dengan cara kimia atau enzimatik (SNI 01-2978-1992). Proses hidrolisis pada dasarnya adalah pemutusan rantai polimer pati ( $C_6H_{12}O_6$ )<sub>n</sub> menjadi unit-unit monosakarida ( $C_6H_{12}O_6$ ). Struktur kimia glukosa disajikan pada Gambar I.1.



**Gambar 1.1** Struktur Kimia Glukosa

Sirup glukosa atau sering juga disebut gula cair dibuat melalui proses hidrolisis pati. Perbedaannya dengan gula pasir atau sukrosa yaitu sukrosa merupakan gula disakarida, terdiri atas ikatan glukosa dan fruktosa, sedangkan sirup glukosa adalah monosakarida, terdiri atas satu monomer yaitu glukosa. Sirup glukosa dapat dibuat dengan cara hidrolisis asam atau dengan cara enzimatis. Pembuatan sirup glukosa secara enzimatis dapat dikembangkan di pedesaan karena tidak banyak menggunakan bahan kimia sehingga aman dan tidak mencemari lingkungan. Bahan lain yang diperlukan adalah enzim amilase.

Sebagai salah satu bahan pangan pokok, konsumsi gula selalu mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Kebutuhan sirup glukosa Indonesia semakin meningkat seiring dengan perkembangan industri penggunanya, industri makanan dan minuman.

### **1.1.1 Sejarah**

Sirup glukosa pertama kali dibuat di Rusia pada tahun 1811 oleh ahli kimia Jerman, Konstantin Gottlieb igismund Kirchoff..Sirup glukosa berasal dari sayuran (kentang, gandum) yang mengandung pati. Kemudian pada tahun 18553, sirup glukosa mulai diproduksi dan dikembangkan di London oleh



seorang berkebangsaan paris yaitu Alexandre Mambre. (*Hull, 2010*)

Glukosa telah dimanfaatkan oleh industri kembang gula, minuman, biskuit, dan sebagainya. Permasalahan pada industri glukosa saat ini adalah kontinuitas penyediaan bahan baku dan fluktuasi harga bahan baku. Pada pembuatan produk es krim, glukosa dapat meningkatkan kehalusan tekstur dan menekan titik beku dan untuk kue dapat menjaga kue tetap segar dalam waktu lama dan mengurangi keretakan. Untuk permen, glukosa lebih disenangi karena dapat mencegah kerusakan mikrobiologis, dan memperbaiki tekstur. (*Richana N, 2000*)

### 1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Tingkat konsumsi masyarakat semakin tinggi sehingga berdampak pada meningkatnya permintaan produk sirup glukosa. Tabel 1.1 merupakan hasil pendapatan Indonesia yang diperoleh dari kegiatan ekspor sirup glukosa.

**Tabel 1.1** Hasil Pendapatan Indonesia dari Ekspor Sirup glukosa  
Tahun 2012-2016 (BPS, 2016)

Tahun	Pendapatan Ekspor (US\$)
2012	838.857
2013	1.598.770
2014	1.650.849
2015	2.078.535
2016	2.210.193

Rata-rata pertumbuhan konsumsi masyarakat Indonesia dari tahun ke tahun meningkat. Rata-rata pengeluaran per kapita



masyarakat Indonesia baik dalam bentuk makanan maupun non-makanan cenderung meningkat tiap tahunnya. Hal ini menunjukan bahwa tingkat konsumsi masyarakat Indonesia memiliki kecenderungan kenaikan setiap tahunnya.

Dengan demikian dapat dikatakan bahwa produk sirup glukosa ini memiliki prospek yang sangat baik untuk ditingkatkan produksinya di Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

### **I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama pembuatan Sirup Glukosa adalah pati yang berasal dari biji jagung. Provinsi Jawa Timur merupakan penghasil jagung terbesar di Indonesia. Provinsi Jawa Timur merupakan penghasil jagung terbesar di Indonesia sebanyak 6.188.704 ton pada tahun 2017.

### **I.1.4 Kebutuhan**

Saat ini kebutuhan sirup glukosa dalam negeri cukup besar. Di Indonesia, menurut badan pusat statistik hingga tahun 2016 industri yang memproduksi sirup glukosa belum dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga untuk memenuhi kebutuhannya dilakukan impor dari negara lain .

**Tabel I.2 Data Impor Sirup Glukosa Tahun 2014-2016**

<b>Tahun</b>	<b>Impor (ton/tahun)</b>
2014	40.698,106
2015	64.390,664
2016	71.825,758

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017)

**Tabel 1.3** Data Ekspor Sirup Glukosa Tahun 2014-2016

Tahun	Impor (ton/tahun)
2014	2.265,603
2015	2.751,486
2016	3.340,749

*(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017)***Tabel 1.4** Data Produksi Sirup Glukosa Tahun 2014-2016

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2014	47463,5
2015	54856,7
2016	55320,2

*(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017)*

Dari data tabel 1.2, tabel 1.3, dan tabel 1.4 didapatkan proyeksi produksi, impor, dan ekspor pada tahun 2021 sebagai berikut :

**Tabel 1.5** Proyeksi Produksi, Impor, Ekspor di Indonesia pada Tahun 2021

Proyeksi	Berat (ton)
Produksi	68.260,50
Impor	136.972,00



Ekspor	4.741,85
--------	----------

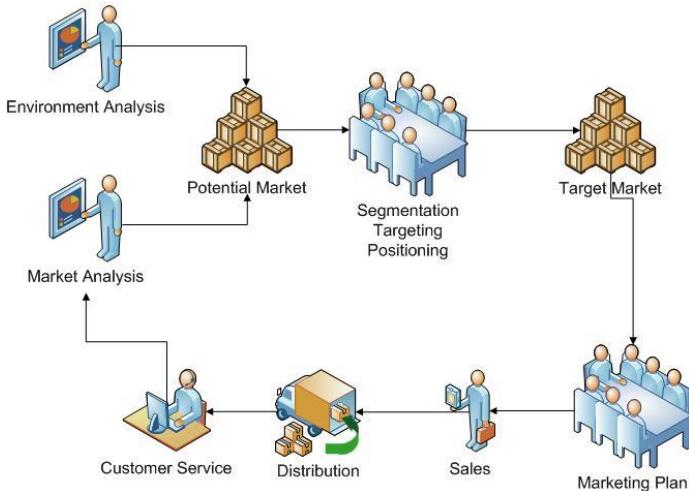
Berdasarkan data-data diatas, dapat dihitung kebutuhan sirup glukosa dalam negeri pada tahun 2021 sebagai berikut :

Kebutuhan sirup glukosa dalam negeri

$$\begin{aligned}
 &= [ F(\text{Produksi}) + F(\text{Impor}) - F(\text{Ekspor}) ]^{2021} \text{ ton} \\
 &= [68.260,5 + 136.972 - 4.741,85] \text{ ton} \\
 &= 200.490,7 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

### 1.1.5 Aspek Pasar

Gambar 1.2 menjelaskan proses perencanaan pemasaran yang harus dimulai dengan kegiatan *market analysis*, bersamaan dengan itu dilakukan *environmental analysis* beserta bagaimana proyeksi perkembangan lingkungan itu di masa depan setelah itu harus dilakukan *segmentation*, *positioning*, dan *targeting* agar perusahaan bisa menentukan pengelompokan pasar sesuai dengan segmen - segmen yang terdapat pada pasar. Ketiga analisa tersebut akan menghasilkan gambaran tentang berbagai *target market* yang terbuka untuk dimasuki beserta tinggi rendahnya tingkat persaingan bagi masing-masing potensi pasar tersebut. Setelah itu menyusun *marketing plan* yang didalamnya merencanakan harga, distribusi dan cara promosi. Setelah itu dilakukan *sales* yang bertujuan untuk menjual produk yang kita jual. Dilanjutkan dengan distribusi produk dari perusahaan menuju konsumen. Untuk pengembangan lebih baik, ada *customer services* untuk mengetahui kepuasan pelanggan dan menjadi data untuk *market analysis*. (Hermawan K, 2009)



**Gambar 1.2 Analisis Proses Pemasaran Sirup Glukosa**

### 1.1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik didasarkan pada pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan akan sirup glukosa dalam negeri dan meningkatkan ekspor. Peningkatan ekspor akan meningkatkan perolehan devisa negara sehingga dapat digunakan untuk membayar utang luar negeri indonesia. Jadi, dapat disimpulkan bahwa kapasitas produksi yang direncanakan untuk pabrik baru yang akan didirikan ini berkemampuan memenuhi 30% dari kapasitas pabrik dan kebutuhan sirup glukosa dalam negeri pada tahun 2021.

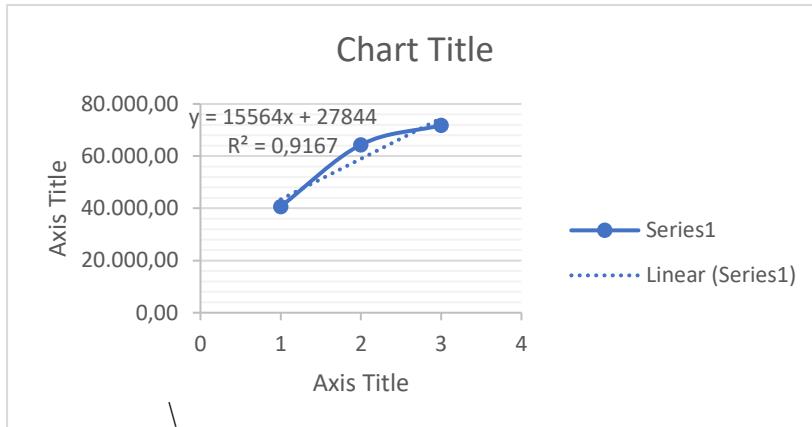
#### Proyeksi kebutuhan Sirup Glukosa di Indonesia :

Pembangunan pabrik Sirup Glukosa di rencanakan pada tahun 2021. Dari data Badan Pusat Statistik (BPS) kebutuhan Sirup Glukosa dalam negeri dapat dilihat pada **Tabel 1.1**. Dari data kebutuhan impor Sirup Glukosa di atas, diperoleh regresi

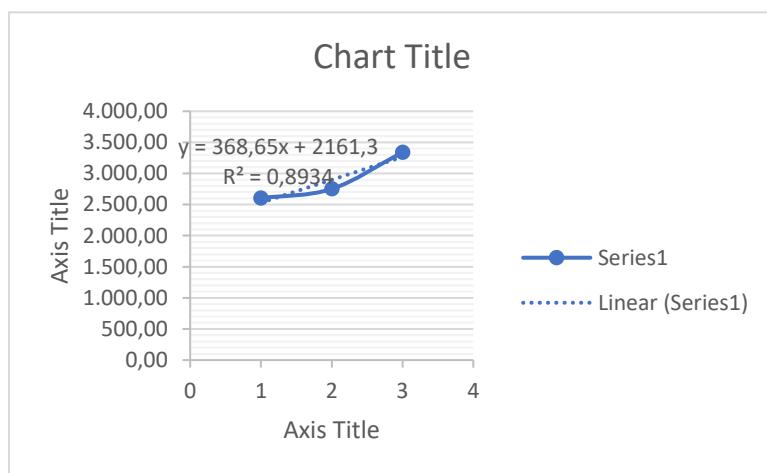


linear untuk mendapatkan kenaikan kebutuhan impor Sirup Glukosa di Indonesia.

**Grafik 1.1** Kebutuhan Impor Sirup Glukosa di Indonesia Tahun 2014-2016



Dari **Grafik 1.1** didapatkan persamaan linier kebutuhan Sirup Glukosa di Indonesia adalah  $y = 15564x + 27844$ . Sehingga dapat diperkirakan bahwa kebutuhan impor Sirup Glukosa di Indonesia tiap tahun meningkat. Pada tahun 2021 diperkirakan kebutuhan Sirup Glukosa mencapai 136792 ton/tahun.



**Grafik 1.2** Kebutuhan Ekspor Sirup Glukosa di Indonesia  
Tahun 2014-2016

Dari **Grafik 1.2** didapatkan persamaan linier kebutuhan Sirup Glukosa di Indonesia adalah  $y = 368,65x + 2161,3$  sehingga dapat diperkirakan bahwa kebutuhan Ekspor Sirup Glukosa di Indonesia tiap tahun meningkat. Pada tahun 2021 diperkirakan kebutuhan Sirup Glukosa mencapai 4741,85 ton/tahun.

Berdasarkan data-data diatas, dapat dihitung kebutuhan sirup glukosa dalam negeri pada tahun 2021 sebagai berikut :

Kebutuhan sirup glukosa dalam negeri

$$= [ F(\text{Produksi}) + F(\text{Impor}) - F(\text{Ekspor}) ]^{2021} \text{ ton}$$

$$= [68.260,5 + 136.972 - 4.741,85] \text{ ton}$$

$$= 200.490,7 \text{ ton/tahun}$$

Pendirian pabrik glukosa dengan kapasitas yang cukup besar dirasakan perlu, mengingat nilai impor glukosa yang cukup



## BAB I Pendahuluan

tinggi, serta kebutuhan glukosa yang relatif meningkat dalam industri makanan dan farmasi setiap tahunnya.

Kapasitas pabrik yang masih dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 &= \text{Kebutuhan sirup glukosa} - \text{Produksi sirup glukosa} \\
 &= 200.490,7 - 68.260,5 \\
 &= 133.230,2 \text{ ton/tahun} \\
 &= (66\% \text{ dari kebutuhan sirup glukosa di Indonesia})
 \end{aligned}$$

Kapasitas produksi untuk pabrik yang akan didirikan direncanakan akan mendominasi 20 % dari total kebutuhan glukosa di Indonesia yang belum terpenuhi, maka kapasitas produksi menjadi:

Kapasitas pabrik yang direncanakan:

$$\begin{aligned}
 &= 20\% \times 133.230,2 \text{ ton} \\
 &= 26.446,03 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Kapasitas dibulatkan menjadi 27.000 ton/tahun, dimana pabrik akan beroperasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun.

Penentuan kapasitas pabrik didasarkan pada pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan akan sirup glukosa dalam negeri dan meningkatkan ekspor. Peningkatan ekspor akan meningkatkan perolehan devisa negara sehingga dapat digunakan untuk membayar utang luar negeri indonesia. Jadi, dapat disimpulkan bahwa kapasitas produksi yang direncanakan untuk pabrik baru yang akan didirikan ini berkemampuan memenuhi 20% dari kapasitas pabrik dan kebutuhan sirup glukosa dalam negeri pada tahun 2021.

### **1.1.7 Penentuan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang penting karena berhubung dengan keuntungan pabrik dan perluasan di masa depan. Pemilihan lokasi pabrik di Kecamatan Kejayan, Kabupaten Pasuruan, Jawa Timur dipertimbangkan berdasarkan



faktor ketersediaan bahan baku, transportasi, pemasaran, tenaga kerja, dan sistem utilitas. Beberapa faktor di atas diuraikan lebih lanjut seperti berikut ini:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi pabrik. Faktor kedekatan pabrik dengan lokasi bahan baku sangat penting karena dibutuhkan waktu yang cepat, mudah, dan murah. Pada pabrik sirup glukosa, pabrik beroperasi di dekat keberadaan bahan baku lebih mudah dilakukan jika dibandingkan dengan mengangkut bahan baku itu ke lokasi yang lain. Provinsi Jawa Timur merupakan penghasil jagung terbesar di Indonesia. Provinsi Jawa Timur merupakan penghasil jagung terbesar di Indonesia sebanyak 6.188.704 ton pada tahun 2017.

b. Transportasi

Transportasi perlu diperhatikan dengan benar untuk pengangkutan bahan baku dan penyaluran produk ke konsumen. Lokasi pabrik harus memperhatikan jalan raya yang dapat dilalui kendaraan besar yaitu jalan raya pasuruan

c. Pemasaran

Faktor pemasaran merupakan hal penting karena menyangkut pendistribusian produk dan keuntungan yang diperoleh pabrik. Dalam pemasaran ada beberapa hal yang perlu di perhatikan seperti daerah pemasaran, persaingan dagang, dan sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran. Pemasaran produk dapat menjangkau wilayah Indonesia bagian barat, timur dan tengah.



---

*BAB I Pendahuluan*

---

## d. Tenaga kerja

Lokasi pabrik sirup glukosa yang akan dibangun di Kabupaten Pasuruan dekat dengan pemukiman penduduk. Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar yang bertujuan untuk mengurangi jumlah pengangguran di Kabupaten Pasuruan dan tenaga kerja juga akan diambil dari orang-orang yang berkompeten dalam bidang sirup glukosa. Selain itu lulusan sarjana yang terkait dengan industri sirup glukosa juga akan dimanfaatkan menjadi tenaga kerja.

## e. Penyediaan utilitas

Ketersediaan utilitas seperti air dan listrik sangat dibutuhkan untuk mendukung jalannya proses pabrik sirup glukosa. Di Kabupaten Pasuruan terdapat 6 sungai dan anak sungainya.

Berikut ini adalah kondisi lapangan pada Pabrik Sirup Glukosa yang akan didirikan di Kabupaten Pasuruan (BPS Kabupaten Pasuruan, 2016) :

- Kelembaban udara rata-rata : 83 - 94 %
- Temperatur udara rata-rata : 21,4 – 22,7 °C
- Kecepatan angin rata-rata : 4,45 – 5,77 km/jam



Gambar 1.3 Peta Lokasi Pasuruan

## 1.2 Dasar Teori

Glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) merupakan monosakarida yang banyak ditemukan di alam. Sirup glukosa adalah cairan jernih dan kental yang mempunyai komponen utama adalah glukosa. Sirup glukosa banyak dimanfaatkan pada industri pangan dan obat-obatan. Mutu dari sirup glukosa ditentukan dari warna sirup, kadar air dan tingkat konversi pati yang dihitung sebagai ekivalen dekstrosa (DE). Nilai ekivalen dextrosa (DE) pada sirup glukosa yang tinggi bisa diperoleh dengan optimasi proses likifikasi dan sarkifikasi. Untuk kadar padatan kering dan warna pada sirup glukosa agar memenuhi standar (*Gita Indah Budiarti, 2016*)

Glukosa telah dimanfaatkan oleh industri kembang gula, minuman, biskuit, dan sebagainya. Permasalahan pada industri



## BAB I Pendahuluan

---

glukosa saat ini adalah kontinuitas penyediaan bahan baku dan fluktuasi harga bahan baku. Pada pembuatan produk es krim, glukosa dapat meningkatkan kehalusan tekstur dan menekan titik beku dan untuk kue dapat menjaga kue tetap segar dalam waktu lama dan mengurangi keretakan. Untuk permen, glukosa lebih disenangi karena dapat mencegah kerusakan mikrobiologis, dan memperbaiki tekstur (*Richana N, 2000*)

Berikut ini beberapa proses pembuatan sirup glukosa yaitu hidrolisi pati dengan enzim, hidrolisi pati dengan asam, hidrolisis pati dengan asam dan enzim.

### 1.3 Kegunaan Sirup Glukosa

Pemanfaatan glukosa dalam industri menurut Tjokroadikoesoemo (1993):

- a. Glukosa, khususnya dalam bentuk sirup, sangat diperlukan dalam proses produksi bahan makanan, misalnya dalam pembuatan permen, biskuit, es krim, bumbu masak, sirup, kecap dan sebagainya.
- b. Glukosa juga dimakan sebagai substituen, karena produk ini mengandung karbohidrat atau gula pereduksi, misalnya dalam industri fermentasi (alkohol).
- c. Dalam industri farmasi, glukosa juga sangat dibutuhkan, khususnya dalam pembuatan larutan infus.

### 1.4 Sifat Fisika dan Kimia

#### 1.4.1 Bahan Baku Utama

##### 1.4.1.1 Jagung

Komponen utama jagung adalah pati, yaitu sekitar 70% dari bobot biji. Komponen karbohidrat lain adalah gula sederhana, yaitu glukosa, sukrosa dan fruktosa, 1-3% dari bobot biji. Pati terdiri atas dua jenis polimer glukosa, yaitu amilosa dan



amilopektin. Amilosa merupakan rantai unit-unit D-glukosa yang panjang dan tidak bercabang, digabungkan oleh ikatan  $\alpha(1 \rightarrow 4)$ , sedangkan amilopektin strukturnya bercabang. Ikatan glikosidik yang menggabungkan residu glukosa yang berdekatan dalam rantai amilopektin adalah ikatan  $\alpha(1 \rightarrow 4)$ , tetapi titik percabangan amilopektin merupakan ikatan  $\alpha(1 \rightarrow 6)$ . Bahan yang mengandung amilosa tinggi, jika direbus amilosanya terekstrak oleh air panas, sehingga terlihat warna putih seperti susu (*Richana, 2006*)



**Gambar 1.4 Jagung**

Jenis jagung yang digunakan adalah jenis lamuru, yang memiliki komposisi sebagai berikut :

**Tabel 1.6** Komposisi Kimia Jagung Jenis Lamuru (*Suarni S. W., 2009*)

Komposisi	Jumlah(%)
Air	9,80
Abu	1,20
Protein	6,90
Serat Kasar	2,60
Lemak	3,20



Karbohidrat	76,30
-------------	-------

### Klasifikasi ilmiah

Divisi	: <i>Spermatophyta</i>
Kelas	: <i>Angiospermae</i>
Sub Kelas	: <i>Monokotiledonae</i>
Ordo	: <i>Glumiflorae / gramineae</i>
Familia	: Maydeae
Genus	: Zea
Spesies	: <i>Zea mays</i>

## 1.4.2 Bahan Baku Pendukung

### 1.4.2.1 Enzim

Enzim adalah kompleks protein yang terdiri atas rantai peptida dan mampu secara efisien mengkatalis reaksi biokimia yang secara kolektif membentuk metabolisme perantara.

#### 1) Enzim $\alpha$ -Amilase Optitherm

Enzim  $\alpha$ -Amilase merupakan enzim yang aktif dalam proses likuifikasi. Enzim ini diproduksi oleh NOVO. Aktivitas enzim sangat dipengaruhi oleh suhu dan pH lingkungannya dan setiap enzim mempunyai kisaran suhu dan pH optimum yang berbeda. Enzim  $\alpha$ -Amilase yang banyak beredar di pasaran mempunyai suhu optimum 103-105°C dengan pH aktivitas 5,0-6,5 dan pH optimum 6,0. (*Richana N, 2000*)

Cara kerja enzim  $\alpha$ -Amilase melalui dua tahap. Pertama degradasi amilosa menjadi maltosa dan maltotriosa yang terjadi secara acak. Degradasi ini terjadi sangat cepat, diikuti dengan menurunnya viskositas dengan cepat. Tahap kedua relatif lambat yaitu pembentukan glukosa dan maltosa sebagai hasil akhir secara tidak acak. Keduanya merupakan kerja Enzim  $\alpha$ -



Amilase pada molekul amilosa saja. Kerja enzim  $\alpha$ -Amilase pada molekul amilopektin akan menghasilkan glukosa, maltosa, dan berbagai jenis limit desktrin, yaitu oligosakarida yang terdiri atas empat atau lebih residu gula yang semuanya mengandung ikatan alfa-1,6glukosida. (Richana N, 2000)

- a) Nama Dagang : Optitherm L – 420
- b) Fase : Cair
- c) Kofaktor :  $\text{Ca}^{2+}$  max 100 ppm
- d) Suhu Optimum : 90 – 95 °C
- e) Lama Operasi : 2-3 jam
- f) pH Operasi : 6-6,5
- g) Dosis : 0,5 – 0,8 kg/kg DS

(Uhlig, 1998)

## 2) Enzim Glukoamylase Optidex-L 300

Enzim Glukoamylase berperan dalam proses sakarifikasi. Aktivitas enzim ini juga dipengaruhi oleh pH dan suhu, dimana pH dan suhu optimumnya masing-masing pada kisaran 4,5-5 dan 60 °C. Enzim ini menghidrolisi ikatan 1,4glikosida dari pati dan oligosakarida menjadi unit-unit glukosa. Kecepatan hidrlosis bergantung pada panjang rantai molekul. Misalnya maltodekstrosa dan oligosakarida dengan bobot molekul lebih tinggi akan dihidrolisis lebih cepat dari maltosa. Glukoamylase juga dapat menghidrolisis ikatan 1,6 glikosida. Enzim yang akan digunakan dalam proses produksi sebaunya ditampung terlebih dahulu pada tangki enzim, untuk memudahkan pengaturan dosis. (Richana N, 2000)

- a) Nama Dagang : Optidex-L 300
- b) Berat Molekul : 36.000 gr/mol



- c) Suhu Optimum : 60 °C
- d) Lama Operasi : 48-72 jam
- e) pH Operasi : 4-4,5 (*Uhlig, 1998*)

#### **1.4.2.2 Asam Klorida (HCl) 32%**

Asam klorida adalah larutan akuatik dari gas hidrogen klorida (HCl) yang merupakan asam kuat dan komponen utama dalam asam lambung. Senyawa ini juga digunakan secara luas dalam industri. Asam klorida harus ditangani dengan memperhatikan aspek keselamatan yang tepat karena merupakan cairan yang sangat korosif. Asam klorida pekat akan membentuk kabut asam. Baik kabut dan larutan tersebut bersifat korosif terhadap jaringan tubuh, dengan potensi kerusakan pada organ pernapasan, mata, kulit, dan usus.

Sejak Revolusi Industri, senyawa ini menjadi sangat penting yang banyak digunakan untuk berbagai tujuan, meliputi produksi massal senyawa kimia organik seperti vinil klorida untuk plastik PVC dan MDI/TDI untuk poliuretana. Kegunaan kecil lainnya meliputi penggunaan dalam pembersih rumah, produksi gelatin, dan lain-lain. Sekitar 20 juta ton gas HCl diproduksi setiap tahun. pada abad ke-20 proses Leblanc digantikan dengan proses Slovay yang tidak menghasilkan asam klorida sebagai produk sampingan.

Berikut merupakan sifat-sifat asam klorida (HCl) dan kegunaannya, yaitu :

- a. Sifat fisika
  - 1) Tidak berwarna
  - 2) Berbau tajam
  - 3) Density : 1,267 kg/liter
  - 4) *Specific gravity* : 1,16



- 
- 5) Titik didih : 83 °C (@760 mmHg)
  - 6) Titik leleh : - 46,2 °C
  - b. Sifat Kimia:
    - 1) Larut dalam air dingin, air panas dan diethyl ether
    - 2) Korosif dan reaktif
  - c. Kegunaan
    - 1) Digunakan sebagai aktivator
    - 2) Digunakan untuk menurunkan pH
- (MSDS, 2013)

#### **1.4.2.3. Karbon aktif**

Karbon aktif adalah karbon yang diproses sedemikian rupa sehingga pori-porinya terbuka dengan demikian akan mempunyai daya serap yang tinggi. Karbon aktif merupakan karbon karbon yang berbentuk amorf yang sebagian besar terdiri dari karbon bebas serta memiliki permukaan dalam (internal surface) sehingga mempunyai kemampuan daya serap yang baik. Keaktifan untuk menyerap tergantung pada jumlah senyawa karbonnya yang berkisar antara 85 – 95 % Karbon bebas (Mifbakhuiddin, 2010)

Berikut merupakan sifat-sifat karbon aktif dan kegunaannya, yaitu :

- a. Sifat fisika :
  - 1) Memiliki daya adsorptivitas yang tinggi
  - 2) Padatan berwarna hitam
  - 3) Melting point : 3500 °C
  - 4) *Specific gravity* : 3,51
  - 5) Berat molekul : 12,01 gram/mol
- b. Sifat kimia :
  - 1) Tidak mudah larut dalam air



## c. Kegunaan :

- 1) Digunakan untuk pemucatan  
(MSDS, 2013)

**1.4.2.4 Kalsium Klorida (CaCl<sub>2</sub>)**

Penambahan CaCl<sub>2</sub> pada *starch slurry* yang mana merupakan kofaktor seperti Ca<sup>2+</sup> berfungsi untuk mengaktifkan bakteri dari enzim α-amilase dengan kadar maksimum 100 ppm (Uhlig, 1998).

Berikut merupakan sifat-sifat dari CaCl<sub>2</sub>, yaitu :

## a. Sifat fisika

- 1) Berwarna putih
- 2) Tidak berbau
- 3) Berat molekul : 110,98 g/mol
- 4) *Specific gravity* : 2,152
- 5) Titik didih : >1600 °C
- 6) Titik lebur : 772 °C

## b. Sifat Kimia

- 1) Serbuk yang bersifat higroskopis.
- 2) Larut dalam 95% etil alkohol

(MSDS, 2013)

**I.4.3 Produk Utama****I.4.3.1 Sirup Glukosa**

Glukosa (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>) merupakan monosakarida yang banyak ditemukan di alam. Sirup glukosa adalah cairan jernih dan kental yang mempunyai komponen utama adalah glukosa. Sirup glukosa banyak dimanfaatkan pada industri pangan dan obat-obatan. Mutu dari sirup glukosa ditentukan dari warna sirup, kadar air dan tingkat konversi pati yang dihitung sebagai ekuivalen dekstrosa (DE). Nilai ekuivalen dextrosa (DE) pada



sirup glukosa yang tinggi bisa diperoleh dengan optimasi proses likifikasi dan sakarifikasi. Untuk kadar padatan kering dan warna pada sirup glukosa agar memenuhi standar (*Gita Indah Budiarti, 2016*)

Sifat Fisik dan kimia :

- 1) Cairan kental dan bening
- 2) Sedikit berbau manis
- 3) Kandungan glukosa : >60%
- 4) *Specific gravity* : 1,35-1,45 g/cm<sup>3</sup>
- 5) Titik lebur : -30 sampai -10 °C
- 6) Titik didih : 104-115 °C
- 7) pH : 4-6,5

(MSDS, *Glucose Syrup*, 2010)



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB II**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

#### **2.1. Macam Proses**

Pembuatan sirup glukosa pertama kali didirikan pada tahun 1811 oleh ilmuwan Jerman yaitu Gottlieb Sigismund Constantin Krichhoff. Bahan baku sirup glukosa ada beberapa macam, antara lain tepung maizena, beras, kentang, tapioka, akar-akaran, dan sagu. Glukosa dibuat dari pati melalui proses hidrolisis yang mengubah pati menjadi dextrin atau sirup glukosa tergantung dari derajat pemecahannya (*Dziedzic S Z, 1995*)

Ada beberapa macam proses pembuatan sirup glukos, melalui hidrolisis pati ini yaitu:

1. Hidrolisis pati dengan enzim
2. Hidrolisis pati dengan asam
3. Hidrolisis pati dengan asam dan enzim

#### **2.1.1. Hidrolisis Pati dengan Enzim**

Pembuatan sirup glukosa yang umumnya berbahan dasar dari pati, tahapan prosesnya meliputi likuifikasi, sakarifikasi, penjernihan, dan pemekatan. Hidrolisis pati dengan enzim dilakukan menggunakan bantuan enzim  $\alpha$ -*amylase* dan enzim *glukoamylase* (*amyloglukosidase*). Enzim  $\alpha$ -*amylase* digunakan pada proses likuifikasi, sedangkan *glukoamylase* digunakan pada proses sakarifikasi (*Winarno, 1995*)

Dalam hidrolisi dengan enzim dua tahapan yaitu tahap liquifikasi dan sakarifikasi. Liquifikasi merupakan tahapan terjadinya proses pemutusan rantai polisakarida menjadi dekstrin dengan bantuan enzim *alfa amylase* yang menggunakan katalisator  $\text{CaCl}_2$ . Sedangkan tahap sakarifikasi merupakan proses hidrolisis dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim



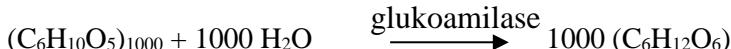
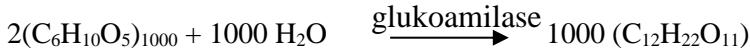
glukoamylase dengan katalisator HCl. Berikut adalah reaksi yang terjadi :

Reaksi yang terjadi pada proses Likuifikasi:

$\alpha$ -amilase



Reaksi yang terjadi pada proses Sakarifikasi:



Keuntungan menggunakan hidrolisa enzim :

- Dextrosa ekivalen mencapai 98% yang dihasilkan lebih tinggi dari hidrolisa asam
- Kemurnian produk yang dihasilkan lebih tinggi daripada hidrolisa asam.
- Sirup yang dihasilkan mempunyai komposisi yang lebih stabil
- Tidak menyebabkan korosi pada peralatan.
- Proses lebih sederhana dibandingkan dengan menggunakan asam
- Peralatan tidak rumit sehingga operasi tidak butuh tenaga banyak

Kerugian dalam menggunakan hidrolisa enzim :

- Membutuhkan kondisi operasi yang berbeda untuk setiap enzim agar tercapai konversi produk yang diinginkan.



- Enzim yang digunakan harus diimport karena produsen berasal dari Jepang, Amerika, Jerman, Denmark, Inggris dan lainnya.

## 2.1.2 Hidrolisis Pati dengan Menggunakan Asam

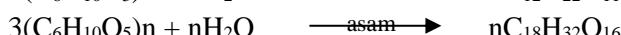
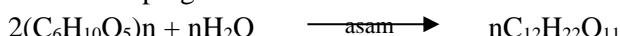
Pembuatan glukosa melalui hidrolisis pati dengan asam dilakukan dengan molarutkan pati dalam air, selanjutnya di dalam larutan ditambahkan zat asam untuk mengatur pH-nya sambil diaduk sehingga di dapat larutan yang serba sama. Kemudian larutan dipanaskan pada suhu 85-140°C hingga proses hidrolisis pati selesai. Setelah proses hidrolisis selesai maka dilakukan proses netralisasi dengan menambahkan larutan basa sampai pH larutan 4,5-5. Basa yang ditunakan tergantung jenis asam yang digunakan. Setelah larutan netral kemudian dilakukan penjernihan dengan menambahkan larutan *bleaching agent* yaitu karbon aktif, koalin, dan lain-lain. Kemudian dilanjutkan dengan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Kemudian dilanjukan dengan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Untuk memperoleh sirup glukosa dengan kepekatan yang diinginkan dapat dilakukan dengan cara pemekatan pada evaporator (*Shenck, 1992*)

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi utama



2. Reaksi samping



Keuntungan dari proses hidrolisa asam ini ialah :

- Bahan pembantu yaitu berupa asam mudah didapatkan dan harganya yang relatif murah.

Kerugian dalam memakai proses hidrolisa asam :



- Biaya pembuatan peralatan yang mahal, karena dibutuhkan peralatan yang tahan terhadap korosi.
- Penggunaan asam sebagai bahan pembantu memiliki resiko besar karena sifatnya yang eksplosif dan berbahaya bagi kesehatan pekerja serta lingkungan.

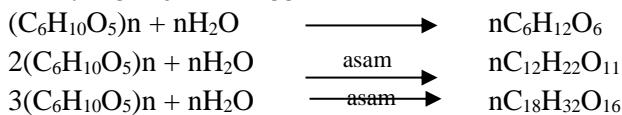
### **2.1.3 Hidrolisis Pati Menggunakan Enzim dan Asam**

Hidrolisis dengan katalis gabungan ini diperkenalkan pertama kali oleh Langlois & Dale tahun 1940. Dalam proses ini awalnya dilakukan hidrolisa parsial dengan menggunakan asam kemudian dilanjutkan dengan proses sakarifikasi dengan menggunakan enzim amilolitik (*Tjokroadikoesomo, 1993*)

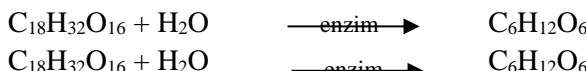
Hidrolisa menggunakan asam dan enzim ini memerlukan suhu dan pH yang sesuai dalam pengoperasiannya. Dalam proses ini, hidrolisa yang terjadi secara parsial yang mana tahap awal menggunakan asam, kemudian dilanjutkan dengan proses sakarifikasi dengan menggunakan enzim glukoamilase. Konversi enzim biasanya dilakukan pada pH 4,5-7 dengan suhu optimum 50-60°C. (*Kirk-Othmer, 1983*)

Komposisi akhir dari hidrolisat bergantung pada pengaturan kondisi mula-mula hidrolisa asam mula-mula, dan tipe enzim serta tingkat sakarifikasi enzim.

1. Reaksi yang terjadi menggunakan katalis asam :



2. Reaksi yang terjadi dengan katalis enzim:



Keuntungan dari penggunaan katalis asam-enzim dari hidrolisa ini adalah :



- Dextrose ekivalen yang dihasilkan dapat mencapai 90-92%
- Hidrolisa dapat berjalan lebih sempurna karena memakai 2 katalis dibanding menggunakan 1 katalis.

Kerugian dengan menggunakan hidrolisa asam enzim :

- Biaya produksi yang tinggi karena penggunaan katalis asam dan enzim
- Kondisi operasi yang sulit tercapai karena penyesuaian pH dan suhu optimum dari masing-masing katalis.

## 2.2. Seleksi Proses

Pada proses pembuatan sirup glukosa dapat menggunakan tiga macam proses yang telah diuraikan sebelumnya. Adapun perbandingannya dapat dilihat pada tabel 2.1. Perbandingan tersebut berdasarkan dari segi teknis maupun segi ekonomis ketiga proses



**Tabel II.1** Perbandingan Kondisi Operasi Pada Proses Hidrolisis  
(*Tjokroadikoesomo, 1993*)

Uraian	Hidrolisa		
	Asam	Asam - Enzim	Enzim - Enzim
Aspek Teknis			
1. Operasi			
- Tekanan (kg/cm <sup>2</sup> )	3	1 - 3	
- Suhu (°C)	140 - 160	60 - 140	60 - 105
- pH	2,3	1,8 - 2	4,5 - 6
2. Proses			
- DE	30 - 55 %	63 - 30 %	97 - 98 %
- Reaksi Samping	Ada	Ada	-
- Daya Korosi	Tinggi	Tinggi	Rendah
3. Aspek Ekonomi			
- Kebutuhan asam	Banyak	Banyak	Sedikit
- Biaya peralatan	Mahal	Mahal	Murah
- Energi	Besar	Besar	Kecil
- Investasi	Tinggi	Tinggi	Rendah

Dapat dilihat dari tabel perbandingan table di atas, bahwa keuntungan menggunakan proses hidrolisa enzim-enzim daripada yang lainnya ialah :

- Nilai DE (Dekstrosa Ekivalen) sangat tinggi yaitu sekitar 97-98%
- Biaya energi lebih rendah karena suhu operasi yang lebih rendah
- Terhindar dari korosi, sehingga harga peralatan lebih murah
- Tidak terjadi reaksi samping.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka proses yang dipilih ialah hidrolisa pati dengan katalis enzim-enzim.



## 2.3 Uraian Proses Terpilih

Proses produksi sirup glukosa menggunakan hidrolisa pati dengan bantuan enzim secara semi kontinyu dari bahan pati (tepung jagung) dapat dibagi menjadi 4 tahap, yaitu :

1. Pretreatment
2. Gelatinasi
3. Hidrolisis
4. Pemurnian dan Pemekatan

### 2.3.1. Pretreatment

Biji jagung dengan kadar air sebesar dari gudang penyimpanan diangkut dengan *bucket elevator* menuju tangki pencuci untuk dicuci dengan air proses. Kemudian dilunakkan menggunakan *steeping tank* dengan penambahan air hangat selama 24 jam. Selanjutnya biji jagung dihaluskan dengan *ball mill*. Lalu biji jagung dipisahkan dari lembaganya menggunakan *germ separator*. Setelah lembaga dipisahkan, campuran starch dan gluten dipisahkan dengan *centrifugal separator*. (*United States Patent No. 3,928,631, 1975*)

### 2.3.2. Gelatinasi

Pati jagung yang didapatkan dari proses *pretreatment* dialirkan menuju tangki pencampur.

Dalam proses gelatinasi, suspensi pati yang mengandung 30-35% pati dalam Tangki Pencampur ditambahkan dengan  $\text{CaCl}_2$  yang berfungsi untuk menjaga stabilitas enzim dengan konsentrasi  $\text{Ca}^{2+}$  maksimal 100 ppm (Uhlig, 1998). Kemudian dipanaskan melalui *jet cooker* dengan steam selama 5-10 menit hingga *slurry* mencapai suhu 105°C- 107°C. Pemanasan dengan suhu tinggi ini dimaksudkan untuk memecah granula pati, sehingga lebih mudah terjadi kontak dengan air dan enzim pada



tahap selanjutnya. Ketika tahap gelatinisasi mencapai suhu 105°C, granula pati lebih mudah menyerap air karena ikatan hidrogen yang membentuk granulanya melemah. Granula yang menyerap air akan mengembang sehingga *slurry* akan menjadi lebih kental. Gelatinisasi ini memungkinkan enzim  $\alpha$ -amilase untuk menghidrolisis pati. Selain itu, perlakuan pada suhu tinggi tersebut juga dapat berfungsi untuk sterilisasi bahan, sehingga bahan tersebut tidak mudah terkontaminasi (*Uhlig, 1998*)

### **2.3.3. Hidrolisis**

Untuk proses hidrolisis pati, terdiri dari 2 kali proses yaitu yang pertama proses liquifikasi dan yang terakhir proses sakarifikasi.

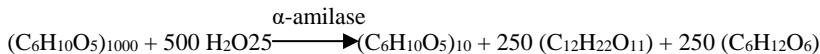
#### **1. Tahap Liquifikasi**

Liquifikasi merupakan pemecahan pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amilase. Tujuan liquifikasi adalah mengubah pati menjadi larutan dekstrin yang larut pada viskositas rendah untuk memudahkan penanganan dalam alat-alat pemindah serta memudahkan pengubahan menjadi glukosa dengan enzim glukoamilase.

Suspensi pati yang telah tergelatinasi dimasukkan dalam Reaktor Dekstrinasi dengan ditambahkan enzim  $\alpha$ -amilase yang ber tujuan untuk memecah rantai pati yang telah tergelatinasi menjadi dekstrin, maltosa dan glukosa. Kemudian suspensi pati diatur (didinginkan) dan dipertahankan pada suhu 90-95°C, yang mana suhu ini merupakan suhu optimal dari enzim  $\alpha$ -amilase untuk menghidrolisis pati. Pada tahap dekstrinasi, suspensi pati ditambahkan  $\alpha$ -amilase dengan perbandingan diantara 0,5-0,8 L/metric ton of dry starch , sambil diaduk selama kurang lebih 2-3 jam hasilnya adalah pati terkonversi hingga 88% menjadi glukosa. (*Uhlig, 1998*)



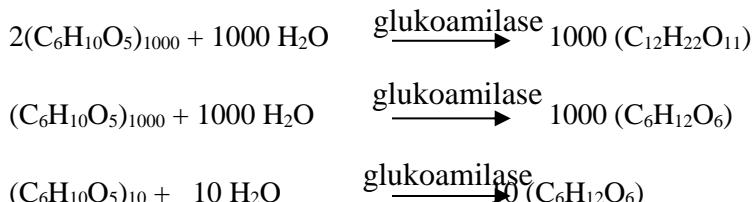
Reaksi yang terjadi pada proses Likuifikasi:



## 2. Tahap Sakarifikasi

Pada proses ini pati yang telah menjadi dekstrin hasil likuifikasi kemudian didinginkan menjadi 60°C juga pH diatur antara 4,5-5 dengan penambahan HCl 32% yang mana suhu dan pH tersebut merupakan kondisi optimum aktivitas enzim glukoamilase. Penambahan enzim glukoamilase adalah sebanyak 0.6-0,7 L/metric ton of dry starch. Proses ini dilakukan selama 48-72 jam untuk mendapatkan nilai DE yang optimum yaitu 97-98% (Uhlig, 1998)

Reaksi yang terjadi pada proses Sakarifikasi:



Setelah dari *Reaktor Sakarifikasi*, larutan dekstrosa (sirup glukosa) dipompa menuju *Rotary Vacuum Filter* untuk proses purifikasi glukosa.

### 2.3.4. Pemurnian dan Pemekatan

Proses pemurnian produk yang berupa larutan glukosa, dibagi menjadi empat tahapan. Pertama adalah proses filtrasi, kemudian pemucatan atau penghilangan warna, penukar ion, dan pemekatan. Berikut adalah penjelasan tahapan proses pemurnian :

**a. Filtrasi**

Filtrasi ini dilakukan menggunakan *Rotary Vacuum Filter* untuk memisahkan kotoran yang tidak larut seperti sisa pati, protein, kalsium serat kasar, lemak, impurities, CaCl<sub>2</sub>, enzim  $\alpha$ -amilase dan AMG, serta dekstrin. Pemisahan menghasilkan solid (*cake*) dan sirup glukosa (filtrat). Kebutuhan air pencuci dalam *Rotary Vacuum Filter* ini yaitu sebanyak 0,25% dari berat filtrat.. Solid (*cake*) dibuang menjadi *solid waste*, sedangkan filtrat dialirkan ke dalam Tangki Adsorpsi dengan penambahan karbon aktif secara manual. (Hugot, 1972)

**b. Pemucatan**

Filtrat diberi karbon aktif untuk pemucatan (penghilangan warna) menggunakan karbon aktif dengan ukuran 60-80 mesh sebanyak 0,1 % dari berat bahan kering dalam filtrat. Karbon aktif tersebut memucatkan warna sirup glukosa dengan menyerap sebagian komponen yakni impurities (yang berupa abu) sebanyak 6%, juga sebagian glukosa (2%) dan maltosa (2%). Proses pemucatan di dalam Tangki Adsorpsi yang berlangsung dengan suhu operasi 70 °C. Setelah pemucatan warna tersebut, filtrat selanjutnya dialirkan ke *Filter Press* dengan menggunakan Pompa untuk dilakukan penyaringan kembali, yaitu memisahkan filtrat dengan karbon aktif. Di dalam *Filter Press*, terjadi pemisahan antara cake (*soild waste*) dan filtrat, dengan total filtrat yang terikut ke cake sebanyak 0,1 % dari berat padatan dalam cake dan tidak ada inert (*cake*) yang terikut dalam aliran filtrat (Hugot, 1972) Filtrat yang keluar dari *Filter Press* dialirkan menuju *Kation Exchanger* dan *Anion Exchanger* dengan menggunakan *Pompa Kation-Anion Exchanger*



c. Penukaran ion

Proses penukaran ion ini dilakukan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada larutan sirup glukosa, seperti  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{Na}^+$ . Proses ini dilakukan di dalam vessel yang berisi resin yang telah diaktifasi dan menukar ion positif terlarut dengan  $\text{H}^+$  dan ion negatif dengan  $\text{OH}^-$ , yakni *Kation Exchanger* dan *Anion Exchanger*. Apabila resin yang digunakan telah jenuh, perlu dilakukan proses regenerasi kembali. Resin penukar kation yang dapat digunakan antara lain Pinex C13N, Pinex C20, Dowex HCRS, Lewa S100, Mits Skib, dan AMB IR 120. Sedangkan resin sebagai penukar anion adalah Fin A541 M, Fin A551 M, Fin A532, Dowex SBRP, Mits PA 408, Mits WA 30, dan AMB IR A 420. (*Nur Richana, 2007*)

d. Tahap evaporasi

Tahap terakhir adalah penguapan. Tahap penguapan dilakukan di evaporator untuk mendapatkan sirup glukosa dengan kekentalan 75%.



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

### BAB III

### NERACA MASA

Kapasitas produksi = 27000 ton/thn  
= 81.818 ton/hari  
= 3409.091 kg/jam

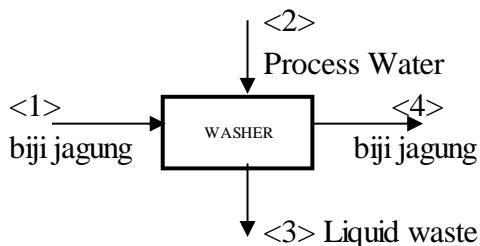
(330 hari kerja, 24 jam operasi)

Komposisi jagung yang digunakan (per 100 gram bahan) :

Komponen	Kadar (%)
Air	9.8
Abu	1.2
protein	6.9
serat kasar	2.6
lemak	3.2
Pati	76.3
Total	100.000

#### 1. WASHER

Fungsi : Mencuci biji jagung yang akan diproses

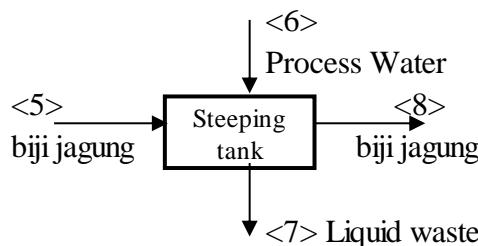




Komp	Masuk				Keluar			
	<1>		<2>		<3>		<4>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.098	322.4 0	1.00	8224. 5	1.00	8142. 3	0.1 2	404.65
abu	0.012	39.48	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0 1	39.48
protein	0.069	227.0 0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0 7	227.00
serat kasar	0.026	85.53	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0 3	85.53
lemak	0.032	105.2 7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0 3	105.27
pati	0.763	2510. 1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.7 4	2510.1 2
Total	1.00	3289. 8	1.00	8224. 5	1.00	8142. 3	1.0 0	3372.0
	11514.311				11514.311			

## 2. STEEPING TANK

fungsi : melunakkan biji jagung





Komp	Masuk				Keluar			
	<5>		<6>		<7>		<8>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.120	404.6	1.00	6069. 7	1.00 0	333 8	0.51	3136. 0
abu	0.012	39.48	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	39.48
protein	0.067	227.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	227.0 0
serat kasar	0.025	85.53	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	85.53
lemak	0.031	105.2 7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	105.2 7
pati	0.744	2510. 1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.41	2510. 12
Total	1.00	3372. 0	1.00	6069. 7	1.00	333 8	1.00	6103. 41
	9441.735				9441.735			

### 3. MILLING



fungsi : menghancurkan biji jagung

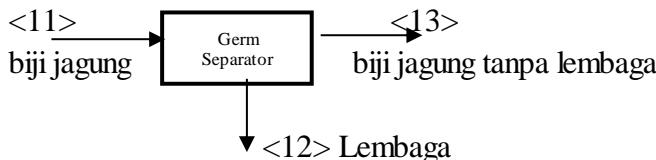
komponen	Masuk		keluar	
	<9>		<10>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.51	3136.0	0.51	3136.0
abu	0.01	39.48	0.01	39.48
protein	0.04	227.00	0.04	227.00



serat kasar	0.01	85.53	0.01	85.53
lemak	0.02	105.27	0.02	105.27
pati	0.42	2510.1	0.42	2510.1
Total	1.00	6103.4	1.00	6103.4
	6103.407		6103.407	

#### 4. GERM SEPARATOR

fungsi : memisahkan biji jagung dengan lembaganya

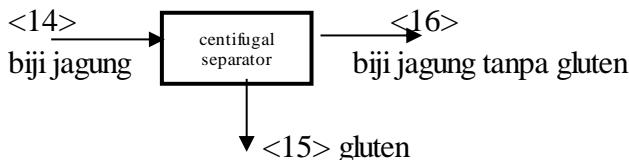


komponen	Masuk		keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.51	3136.0	0.00	0.00	0.540	3136.0
abu	0.01	39.48	0.01	4.15	0.006	35.33
protein	0.04	227.00	0.14	41.77	0.032	185.23
serat kasar	0.01	85.53	0.03	7.53	0.013	78.01
lemak	0.02	105.27	0.12	34.95	0.012	70.32
pati	0.42	2510.1	0.70	208.34	0.396	2301.8
Total	1.00	6103.4	1.00	296.73	1.000	5807
	6103.407			6103.407		



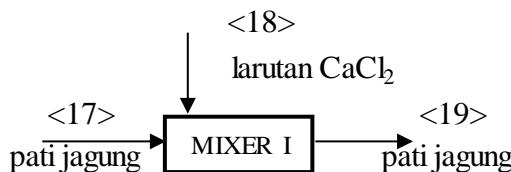
## 5. CENTRIFUGAL SEPARATOR

fungsi : memisahkan biji jagung dengan gluten  
gluten mengandung protein 70% terpisah dengan biji jagung



komponen	Masuk		keluar			
	<14>		<15>		<16>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.540	3136.0	0.00	0.00	0.552	3136.0
abu	0.006	35.33	0.00	0.00	0.006	35.33
protein	0.032	185.23	1.00	129.66	0.010	55.57
serat kasar	0.013	78.01	0.00	0.00	0.014	78.01
lemak	0.012	70.32	0.00	0.00	0.012	70.32
pati	0.396	2301.8	0.00	0.00	0.405	2301.8
Total	1.000	5806.7	1.00	129.66	1.00	5677
	5806.677		5806.677			

## 6. TANGKI PENCAMPUR I (MIXER I)

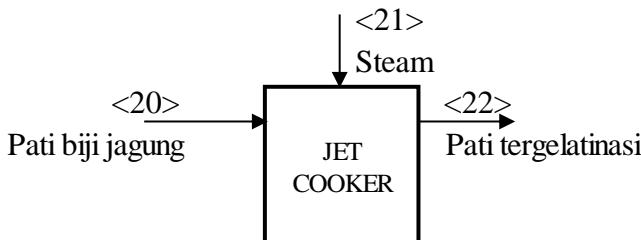




komponen	Masuk				keluar	
	<17>		<18>		<19>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.552	3136.0	0.84	3.14	0.553	3139.1
abu	0.006	35.33	0.00	0.00	0.006	35.33
protein	0.010	55.57	0.00	0.00	0.010	55.57
serat kasar	0.014	78.01	0.00	0.00	0.014	78.01
lemak	0.012	70.32	0.00	0.00	0.012	70.32
pati	0.405	2301.8	0.00	0.00	0.405	2301.8
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0	0.16	0.61	0.000	0.61
Total	1.00	5677.0	1.00	3.75	1.00	5681
	5680.769				5680.769	

## 7. JET COOKER

Fungsi : Memanaskan pati jagung bubur ubi kayu agar tergelatinasi



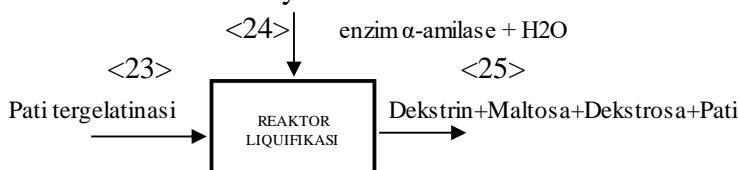
komponen	Masuk				Keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0.553	3139.1	0.00	0.00	0.552	3705
abu	0.006	35.33	0.00	0.00	0.006	35.33



protein	0.010	55.57	0.00	0.00	0.009	55.57
serat kasar	0.014	78.01	0.00	0.00	0.012	78.01
lemak	0.012	70.32	0.00	0.00	0.011	70.32
pati	0.405	2301.8	0.00	0.00	0.369	2301.8
CaCl <sub>2</sub>	0.000	0.61	0.00	0.00	0.001	0.61
steam	0.00	0	1.00	565.56	0.000	0.00
Total	1.00	5680.8	1.00	565.56	1.00	6246
		6246.33			6246.33	

## 8. REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : tempat konversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amylase



Komponen	Masuk		Konsumsi	Generasi	Keluar			
	<23>				<25>			
	x	m (kg)			x	m (kg)		
Air	0.593	3705	15.345	0.000	0.590	3689		
Abu	0.006	35	0.000	0.000	0.006	35.33		
protein	0.009	56	0.000	0.000	0.009	55.57		
serat kasar	0.012	78	0.000	0.000	0.012	78.01		
lemak	0.011	70	0.000	0.000	0.011	70.32		
pati	0.369	2302	276.21	0.000	0.324	2026		
cacl2	0.0001	0.608	0.000	0.000	0.000	0.608		

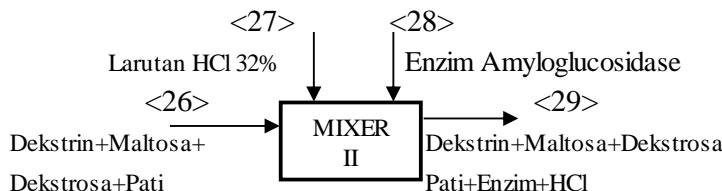
*BAB III Neraca Masa*

Total	1.000	6246				
Aliran <12>						
$\alpha$ -amylase	1.000	1.726	0.000	0.000	0.000	1.726
Total	1.000	1.726				
Maltosa	0.000	0.000	0.000	145.8	0.023	145.8
Dekstrin	0.000	0.000	0.000	69.05	0.011	69.05
Dekstrosa	0.000	0.000	0.000	76.73	0.012	76.73
Total	1.000	6248			1.000	6248

**9. TANGKI PENCAMPUR II (MIXER II)**

Fungsi : Tempat pencampuran

Dekstrin+Maltosa+Dekstrosa+ Pati dengan HCl



Komponen	Masuk						Keluar	
	<26>		<27>		<28>		<29>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0.59	3689.4	0.68	13.03	0.00	0.00	0.59	3702.4
abu	0.01	35.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	35.33
protein	0.01	55.57	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	55.57



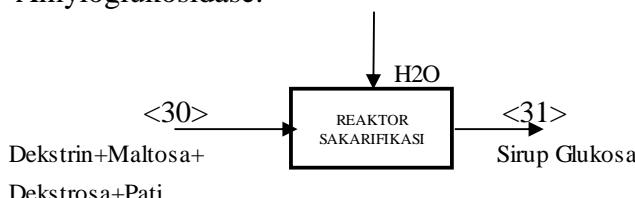
serat kasar	0.01	78.01	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 1	78.01
lemak	0.01	70.32	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 1	70.32
pati	0.32	2025. 6	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.3 2	2025. 6
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0.61	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 0	0.61
$\alpha$ -amylase	0.00	1.73	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 0	1.73
maltosa	0.02	145.7 8	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 2	145.7 8
dekstrosa	0.01	76.73	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 1	76.73
Dekstrin	0.01	69.05	0.0 0	0.00	0.0 0	0.00	0.0 1	69.05
HCl	0.00	0.00	0.3 2	6.13	0.0 0	0.00	0.0 0	6.13
AMG	0.00	0.00	0.0 0	0.00	1.0 0	1.52	0.0 0	1.52
Total	1.00	6248. 1	1.0 0	19.1 6	1.0 0	1.52	1.0 0	6268. 7
		6268.739					6268.739	

## 10. REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi :

Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan  $\alpha$ -1,4 dan  $\alpha$ -1,6

Pada sisa pati dari reaksi 1 dengan hidrolisa enzim Amyloglukosidase.

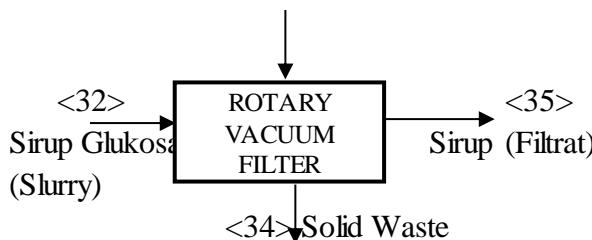




Komponen	Masuk		Konsumsi	Generasi	Keluar			
	<30>				<31>			
	x	m (kg)			x	m (kg)		
air	0.59	3702	224.77	0.00	0.55	3478		
abu	0.01	35.33	0.00	0.00	0.01	35.33		
protein	0.01	55.57	0.00	0.00	0.01	55.57		
serat kasar	0.01	78.01	0.00	0.00	0.01	78.01		
lemak	0.01	70.32	0.00	0.00	0.01	70.32		
pati	0.32	2026	1985.05	0.00	0.01	40.51		
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0.61	0.00	0.00	0.00	0.61		
α-amylase	0.00	1.73	0.00	0.00	0.00	1.73		
maltosa	0.02	145.8	0.00	62.86	0.03	208.6		
dekstrosa	0.01	76.73	0.00	2214.65	0.37	2291.4		
deksstrin	0.01	69.05	67.67	0.00	0.00	1.38		
HCl	0.00	6.13	0.00	0.00	0.00	6.13		
AMG	0.00	1.52	0.00	0.00	0.00	1.52		
Total	1.00	6269			1.00	6269		

## 11. ROTARY VACUUM FILTER

Fungsi : Memisahkan filtrat dari bahan yang tidak larut



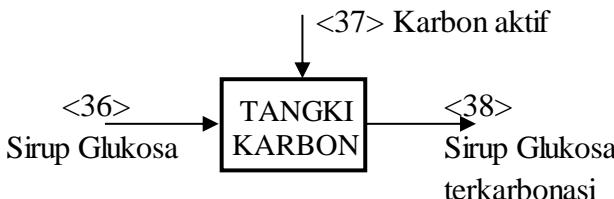


Komponen	Masuk				Keluar			
	<32>		<33>		<34>		<35>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	X	m (kg)
air	0.5 5	3478	1.0 0	34.8 9	0.33	69.8	0.5 6	3443
abu	0.0 1	35.3 3	0.0 0	0.00	0.01	1.77	0.0 1	33.5 7
protein	0.0 1	55.5 7	0.0 0	0.00	0.01	2.78	0.0 1	52.7 9
serat kasar	0.0 1	78.0 1	0.0 0	0.00	0.02	3.90	0.0 1	74.1 1
lemak	0.0 1	70.3 2	0.0 0	0.00	0.02	3.52	0.0 1	66.8 1
pati	0.0 1	40.5 1	0.0 0	0.00	0.01	2.03	0.0 1	38.4 9
CaCl <sub>2</sub>	0.0 0	0.61	0.0 0	0.00	0.00	0.03	0.0 0	0.58
alfa-amilase	0.0 0	1.73	0.0 0	0.00	0.00	0.09	0.0 0	1.64
maltosa	0.0 3	208. 6	0.0 0	0.00	0.05	10.4 3	0.0 3	198. 21
dekstrosa	0.3 7	2291	0.0 0	0.00	0.55	114. 6	0.3 6	2177
dekstrin	0.0 0	1.38	0.0 0	0.00	0.00	0.07	0.0 0	1.31
HCl	0.0 0	6.13	0.0 0	0.00	0.00	0.31	0.0 0	5.82
AMG	0.0 0	1.52	0.0 0	0.00	0.00	0.08	0.0 0	1.44
Total	1.0 0	6269	1.0 0	34.8 9	1.00	209	1.0 0	6094
		6303.641				6303.641		



## 12. TANGKI KARBONASI (M-310)

Fungsi : Menjernihkan warna sirup (pemucatan warna - bleaching)



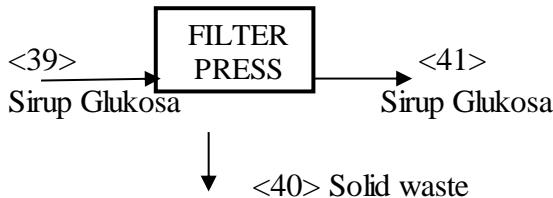
Komponen	Masuk				Keluar	
	<36>		<37>		<38>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0.56	3443	0.00	0.00	0.56	3443
abu	0.01	33.57	0.00	0.00	0.01	33.6
protein	0.01	52.79	0.00	0.00	0.01	52.8
serat kasar	0.01	74.11	0.00	0.00	0.01	74.11
lemak	0.01	66.81	0.00	0.00	0.01	66.81
pati	0.01	38.49	0.00	0.00	0.01	38.5
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0.58	0.00	0.00	0.00	0.58
alfa-amilase	0.00	1.64	0.00	0.00	0.00	1.64
maltoza	0.03	198.2	0.00	0.00	0.03	198.2
dekstrosa	0.36	2177	0.00	0.00	0.36	2177
dekstrin	0.00	1.31	0.00	0.00	0.00	1.31
HCl	0.00	5.82	0.00	0.00	0.00	5.82
AMG	0.00	1.44	0.00	0.00	0.00	1.44
Karbon	0.00	0.00	1.00	0.04	0.00	0.04



aktif						
Total	1.00	6094	1.00	0.04	1.00	6094
	6094.35					6094.35

### 13. FILTER PRESS

Fungsi : Memisahkan inert yang terdapat dalam sirup Glukosa



Komponen	Masuk		Keluar			
	<39>		<40>		<41>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0.56	3443	0.33	85.2	0.58	3357
abu	0.01	33.6	0.01	1.7	0.01	31.9
protein	0.01	52.8	0.01	2.6	0.01	50.2
serat kasar	0.01	74.1	0.01	3.7	0.01	70.4
lemak	0.01	66.8	0.01	3.3	0.01	63.5
pati	0.01	38.5	0.15	38.5	0.00	0.0
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0.6	0.00	0.0	0.00	0.5
alfa-amilase	0.00	1.6	0.01	1.6	0.00	0.1
maltosa	0.03	198.2	0.04	9.9	0.03	188.3
dekstrosa	0.36	2177	0.42	109	0.35	2068
dekstrin	0.00	1.3	0.00	1.2	0.00	0.1
HCl	0.00	5.8	0.00	0.3	0.00	5.5



AMG	0.00	1.4	0.01	1.4	0.00	0.1
Karbon aktif	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0
Total	1.00	6094	1.00	258	1.00	5836
	6094.3		6094.3			

## 13. KATION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan ion  $\text{Ca}^{2+}$  yang terlarut



Komponen	Masuk		Keluar	
	<42>		<43>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0.58	3357.5	0.58	3357
abu	0.01	31.89	0.01	31.9
protein	0.01	50.15	0.01	50.2
serat kasar	0.01	70.40	0.01	70.4
lemak	0.01	63.47	0.01	63.5
CaCl <sub>2</sub>	0.00	0.55	0.00	0.00
alfa-amilase	0.00	0.08	0.00	0.08
maltosa	0.03	188.3	0.03	188
dekstrosa	0.35	2068	0.35	2068
dekstrin	0.00	0.07	0.00	0.07
HCl	0.00	5.53	0.00	5.89
AMG	0.00	0.07	0.00	0.07



Ca <sup>2+</sup> dalam resin	0.00	0.00	0.00	0.20
H <sup>+</sup> dari resin	0.00	0.01	0.00	0.00
Total	1.00	5836	1.00	5836

## 15. ANION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan ion Cl<sup>-</sup> yang terlarut



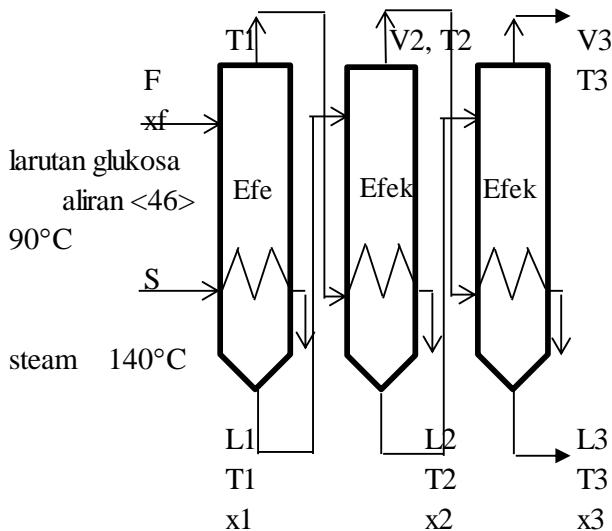
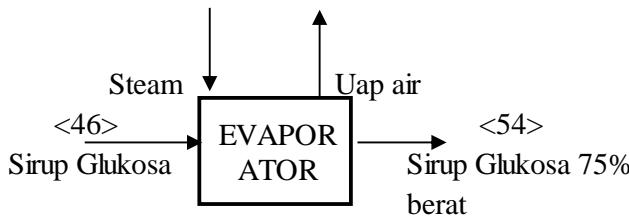
Komponen	Masuk		Keluar	
	<44>		<45>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0.58	3357	0.58	3360
abu	0.01	31.9	0.01	31.9
protein	0.01	50.2	0.01	50.2
serat kasar	0.01	70.4	0.01	70.4
lemak	0.01	63.5	0.01	63.5
alfa-amilase	0.00	0.08	0.00	0.08
maltosa	0.03	188	0.03	188
dekstrosa	0.35	2068	0.35	2068
dekstrin	0.00	0.07	0.00	0.07
HCl	0.00	5.89	0.00	0.00
AMG	0.00	0.07	0.00	0.07
OH <sup>-</sup> dari	0.00	2.75	0.00	0.00



resin				
Cl <sup>-</sup> dalam resin	0.00	0.00	0.00	5.73
Total	1.00	5839	1.00	5839

## 16. EVAPORATOR

Fungsi : Memekatkan sirup Glukosa sampai 75% bahan kering



**NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK I**

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <46>		a. Aliran <47>	
Air	3357.5	uap air	844.5
dektrosa	2068.0	b. Aliran <48>	
Maltosa	188.3	Air	2513.0
impuritis	216.1	dektrosa	2068.0
Total <46>	5829.9	Maltosa	188.3
		impuritis	216.1
		Total <48>	4985.4
<b>Total</b>	<b>5829.9</b>	<b>Total</b>	<b>5829.9</b>

**NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK II**

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <49>		a. Aliran <50>	
Air	2513.0	uap air	844.5
dektrosa	2068.0	b. Aliran <51>	
Maltosa	188.3	Air	1668.6
impuritis	216.1	dektrosa	2068.0
Total <49>	4985.4	Maltosa	188.3
		impuritis	216.1
		Total <51>	4141.0
<b>Total</b>	<b>4985.4</b>	<b>Total</b>	<b>4985.4</b>



<b>NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK III</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <52>		a. Aliran <53>	
Air	1668.6	uap air	844.5
dekstrosa	2068.0	b. Aliran <54>	
Maltosa	188.3	Air	824.1
impuritis	216.1	dekstrosa	2068.0
Total <52>	4141.0	Maltosa	188.3
		impuritis	216.1
		Total <54>	3296.5
<b>Total</b>	<b>4141.0</b>	<b>Total</b>	<b>4141.0</b>

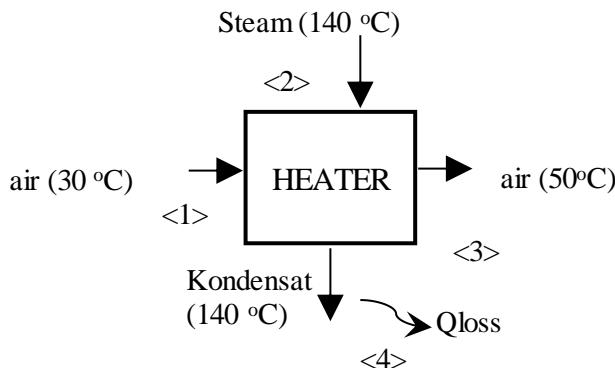
## BAB IV

### NERACA ENERGI

#### 1. HEATER

Fungsi : Memanaskan air proses yang akan digunakan untuk melunakkan biji jagung pada steeping tank

Kondisi operasi :  $30^{\circ}\text{C}$



Neraca panas total			
H in	kJ	H out	Kj
H <1>	126886.8	H <3>	634586
H <2>	963982.8	H <4>	408084.74
		Q loss	48199.142
<b>Total</b>	<b>1090870</b>	<b>Total</b>	<b>1090870</b>

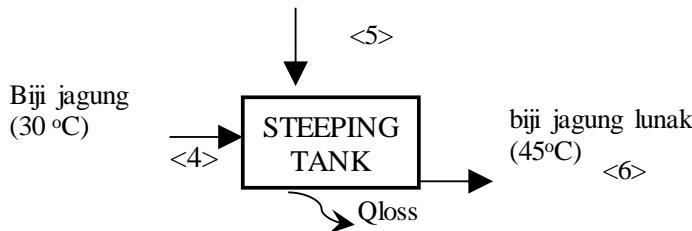
#### 2. STEEPING TANK

Fungsi : Melunakkan biji jagung

Kondisi operasi :  $T = 45 \text{ C}$



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



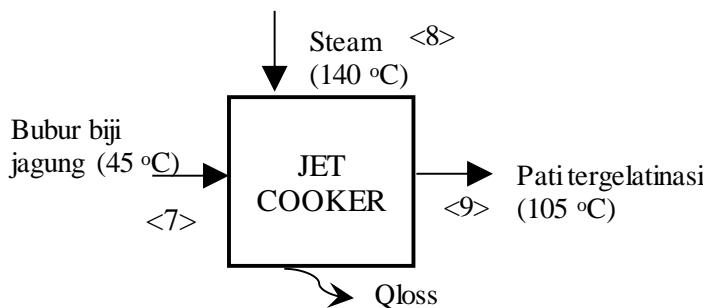
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <4>	34813.0	H <6>	795231
H <5>	638647.7	H <7>	71881.374
		Qserap	-193651.7
<b>Total</b>	<b>673461</b>	<b>Total</b>	<b>673461</b>

### 3. JET COOKER

Fungsi : Memanaskan bubur biji jagung agar tergelatinisasi

Kondisi operasi :  $T = 105^{\circ}\text{C}$

$$P = 1 \text{ tm}$$



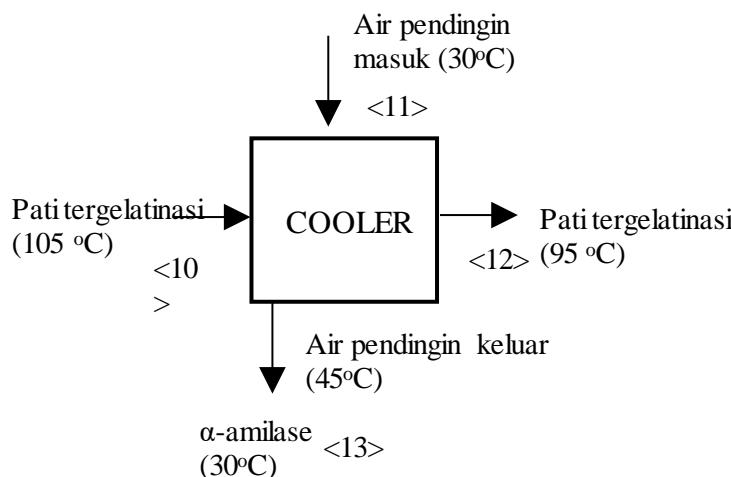


<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <7>	352538.7	H <9>	1825037
H <8>	1549997.9	Q loss	77499.897
<b>Total</b>	<b>1902537</b>	<b>Total</b>	<b>1902537</b>

#### 4. TANGKI PENDINGIN

Fungsi : Menurunkan suhu pati yang telah tergelatinasi agar sesuai dengan suhu optimum enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi Operasi :  $T = 30^{\circ}\text{C}$   
 $P = 1 \text{ atm}$



<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <10>	1407168.3	H <12>	1234839.8
$\Delta H <11>$	57424.5	$\Delta H <13>$	229753.07



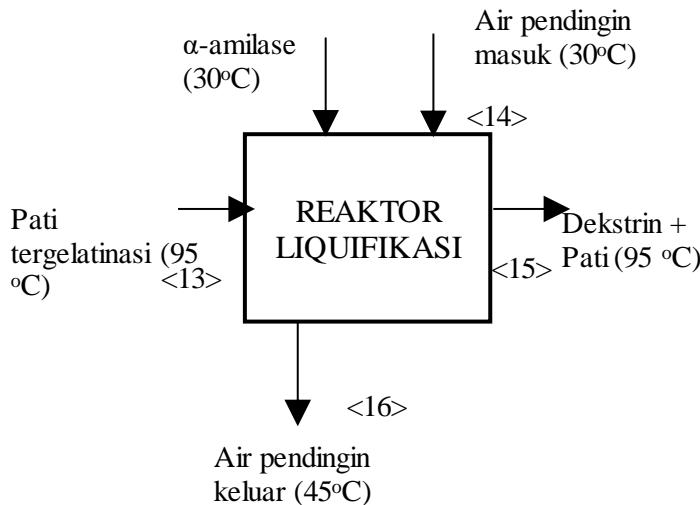
<b>Total</b>	<b>1464593</b>	<b>Total</b>	<b>1464593</b>
--------------	----------------	--------------	----------------

## 5. REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : Mengkonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi operasi :

T = 95	$^{\circ}\text{C}$ = 368	$^{\circ}\text{K}$
P = 1 atm		
t = 3 jam		
pH = 6		



<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <13>	1405426.4	H <15>	1397396.4
$\Delta\text{H} <14>$	297734.3	$\Delta\text{H} <16>$	1191222.2
		$\Delta\text{H reaksi}$	-885457.9
<b>Total</b>	<b>1703161</b>	<b>Total</b>	<b>1703161</b>

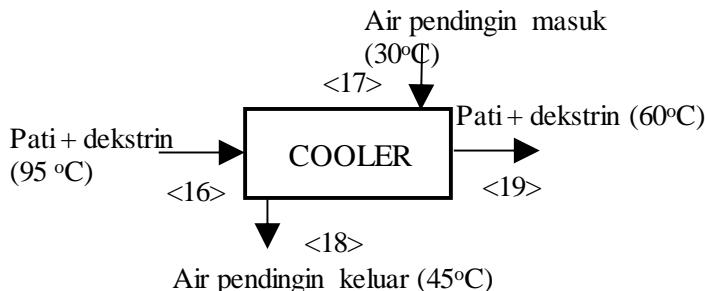


## 6. COOLER

Fungsi : Menurunkan suhu larutan pati tergeatinasi dari 368 K menjadi 333 K

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

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

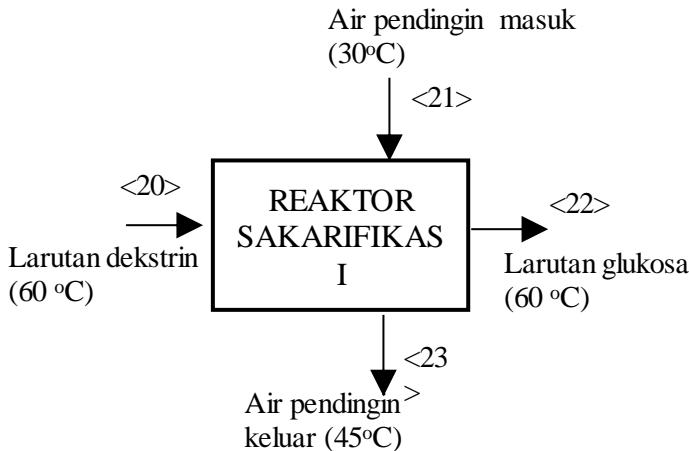


Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <16>	1400314.0	H <18>	703293.1
$\Delta H <17>$	232266.2	$\Delta H <19>$	929287.13
<b>Total</b>	<b>1632580</b>	<b>Total</b>	<b>1632580</b>

## 7. REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan  $\alpha$ -1,4 dan  $\alpha$ -1,6 pada sisa pati dari reaksi 1 dengan hidrolisa enzim Amyloglukosidase.

Kondisi operasi :  $T = 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$   
 $t = 60 \text{ jam}$



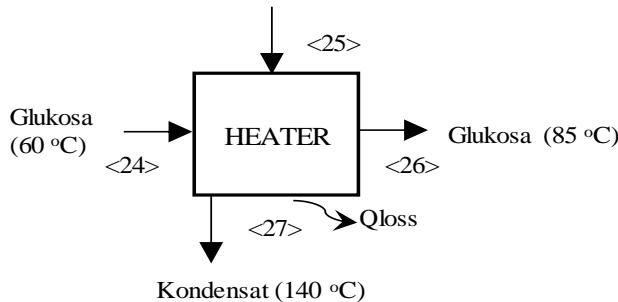
<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <20>	696642.7	H <22>	652736.6
ΔH <21>	746930.1	ΔH <23>	2988434.8
		ΔHReaksi	-2197599
<b>Total</b>	<b>1443573</b>	<b>Total</b>	<b>1443573</b>

## 8. HEATER

Fungsi : Memanaskan produk reaktor sakarifikasi yang mengandung enzim inaktif, supaya tidak terjadi reaksi balik

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

$P = 1 \text{ atm}$



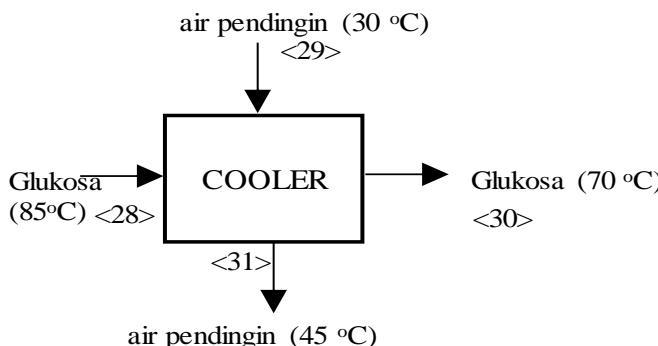
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <24>	656730.2	H <26>	1137039
H <25>	739159.2	H <27>	221892.36
		Q loss	36957.959
<b>Total</b>	<b>1395889</b>	<b>Total</b>	<b>1395889</b>

## **9. COOLER**

Fungsi : Mendinginkan hasil produk sakarifikasi untuk dialirkan ke tangki karbonasi

Kondisi Operasi : T = 85 °C

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





<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <28>	1137039.1	H <29>	849403.1
H <29>	35944.8	H <30>	323580.85
<b>Total</b>	<b>1172984</b>	<b>Total</b>	<b>1172984</b>

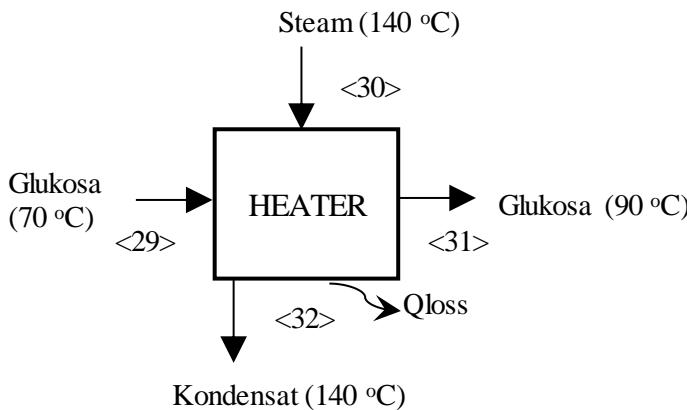
## 10. HEATER

Fungsi : Memanaskan larutan glukosa sebelum masuk ke evaporator

Kondisi Operasi :

$$T = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ Atm}$$

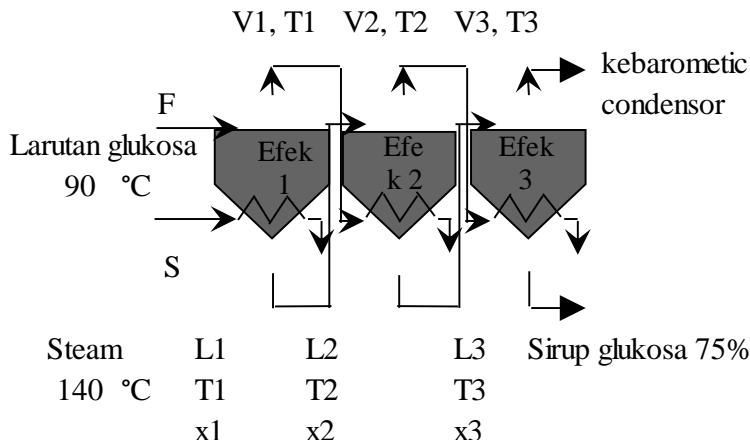


<b>Neraca panas total</b>			
<b>H in</b>	<b>kJ</b>	<b>H out</b>	<b>kJ</b>
H <29>	804578.5	H <31>	1166525.8
H <30>	550642.0	H <32>	161162.57
		Qloss	27532
<b>Total</b>	<b>1355220</b>	<b>Total</b>	<b>1355220</b>



## 11. TRIPLE EFFECT EVAPORATOR

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa menjadi 75%



Neraca Panas Total			
H in (kJ/jam)	H out (kJ/jam)		
ΔH feed	1210111	ΔH produk	367837.4
ΔHsteam	2906742	ΔH vapor	2557786
		ΔH C1	626375.7
		ΔH C2	317915.3
		ΔH C3	246938.1
<b>Total</b>	<b>4116852</b>	<b>Total</b>	<b>4116852</b>



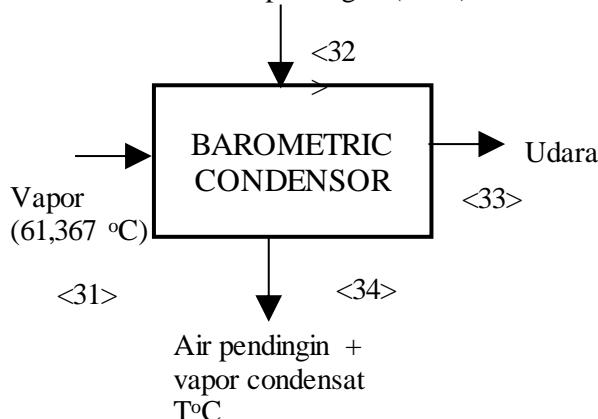
## 12. Barometric Condensor

Fungsi : Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator

Kondisi Operasi  $T = 61.4^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Air pendingin ( $30^{\circ}\text{C}$ )



Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <31>	2717891.3	H <33>	2869330
Q serap	151439		
<b>Total</b>	<b>2869330</b>	<b>Total</b>	<b>2869330</b>

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI PERALATAN**

#### **1. Bucket Elevator**

Spesifikasi Alat :		
Fungsi	Untuk mengangkut biji jagung yang terdapat pada tempat penyimpanan menuju tangki pencuci	
Tinggi Bucket Elevator	25	Ft
<i>Bucket Speed</i>	225	
<i>Head Shaft</i>	43	r/min
<i>Hp required at Head Shaft</i>	1	Hp
<i>Belt Width</i>	7	In
<i>Size of Bucket</i>	6 x 4 x 17/4 - 12 mm	

#### **2. Washer**

Spesifikasi Alat :		
Fungsi	Untuk mencuci kotoran yang terdapat pada biji jagung sebelum diolah	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head	
Bahan	carbon steel	
Tipe	SA 283 grade A	
Kapasitas (Volume)	13 m3	
Jumlah	1 buah	
Ukuran bejana		

**BAB V Spesifikasi Peralatan**

Diameter	2.134 m
Tinggi	4.10 m
Tebal	(5/16) in
<b>Ukuran Tutup Atas</b>	
Jenis	Standard dished head
Tebal	0.01 m
Tinggi	0.361 m
Jenis las	Double welded butt joint
<b>Ukuran Tutup bawah</b>	
Jenis Las	Standard dished head
Tebal	0.01 m
Tinggi	0.361 m
Jenis las	Double welded butt joint
<b>Pengaduk</b>	
Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle
Jumlah Blade	6 Buah
Lebar Blade	0.1 m
Panjang Blade	0.178 m
Diameter Pengaduk	0.7 m
Rpm	22 rpm
Power Motor	0.07 Hp

**3. Tangki Penampung I**

<b>Spesifikasi Alat :</b>	
Fungsi	Menampung biji jagung hasil tangki pencucian sebelum memasuki tangki pelunakan
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan



		bawah . Berbentuk standar dished head
Bahan		carbon steel
Tipe		SA 283 grade A
Kapasitas (Volume)		2.469 m <sup>3</sup>
Jumlah		1 buah
Ukuran bejana		
Diameter	1.372 m	
Tinggi	2.70 m	
Tebal	(3/16) in	
Ukuran Tutup Atas		
Jenis	Standard dished head	
Tebal	0.01 m	
Tinggi	0.232 m	
Jenis las	Double welded butt joint	
Ukuran Tutup bawah		
Jenis Las	Standard dished head	
Tebal	0.01 m	
Tinggi	0.232 m	
Jenis las	Double welded butt joint	

#### 4. Steeping Tank

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Merendam dan melunakkan biji jagung
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head
Bahan	carbon steel

BAB V Spesifikasi Peralatan

Tipe	SA 283 grade A	
Kapasitas (Volume)	8.539 m <sup>3</sup>	
Jumlah	1	Buah
<b>Ukuran bejana</b>		
Diameter	2.134 m	
Tinggi	4.10 m	
Tebal	(5/16) in	
<b>Ukuran Tutup Atas</b>		
Jenis	Standard dished head	
Tebal	0.01 m	
Tinggi	0.361 m	
Jenis las	Double welded butt joint	
<b>Ukuran Tutup bawah</b>		
Jenis Las	Standard dished head	
Tebal	0.01 m	
Tinggi	0.361 m	
Jenis las	Double welded butt joint	
<b>Pengaduk</b>		
Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle	
Jumlah Blade	6 buah	
Lebar Blade	0.1 m	
Panjang Blade	0.178 m	
Diameter Pengaduk	0.7 m	
Rpm	21 rpm	
Power Motor	0.06 Hp	



### 5. Ball Mill

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Untuk menghaluskan ukuran biji jagung setelah mengalami pelunakan
Kapasitas	146.48 ton/hari
Ukuran	6 x 5 ft
<i>Ball charge</i>	8.9 ton
<i>Mill speed</i>	24 rpm
Power	85 kW

### 6. Germ Separator

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Memisahkan lembaga dengan komponen lainnya
Bahan	Carbon steel SA 240 grade A
Jumlah	1 buah
Kapasitas	6103,407 kg/jam
Diameter partikel	0,1162 ft
Tebal shell	7/8 in
Tebal tutup atas	7/8 in
Tebal tutup bawah	7/8 in

### 7. Centrifugal Separator

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Untuk memisahkan pati dan gluten
Tipe	Disk Bowl
Bahan konstruksi	Stainless steel tipe 304 grade 3
Kapasitas	5806.68 kg/jam



Diameter	13	in
Kecepatan putar	7500	rpm
Daya	6	hp
Gaya centrifugal maks	10400	
Jumlah	1	bah

## 8. Tangki Pencampur

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Mencampurkan pati jagung yang didapatkan dengan dengan CaCl <sub>2</sub> untuk proses gelatinasi
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head
Bahan	carbon steel
Tipe	SA 283 grade A
Kapasitas (Volume)	4.880 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 bah
Ukuran bejana	
Diameter	1.676 m
Tinggi	3.20 m
Tebal	(3/16) in
Ukuran Tutup Atas	
Jenis	Standard dished head
Tebal	0.01 m
Tinggi	0.283 m
Jenis las	Double welded butt joint
Ukuran Tutup bawah	



Jenis Las	Standard dished head	
Tebal	0.01 m	
Tinggi	0.283 m	
Jenis las	Double welded butt joint	
<b>Pengaduk</b>		
Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle	
Jumlah Blade	6 buah	
Lebar Blade	0.1 m	
Panjang Blade	0.14 m	
Diameter Pengaduk	0.6 m	
Rpm	57 rpm	
Power Motor	0.37 Hp	

### **9. Jet Cooker**

<b>Spesifikasi Alat :</b>	
Fungsi	Memanaskan slurry starch agar larut secara sempurna dengan menginjeksikan steam
Kondisi operasi	$P = 125 \text{ kPa}$ , $T=105^{\circ}\text{C}$
Kapasitas	565.56 kg/jam
Jumlah	1 Buah
Ukuran	
Diameter pipa steam	12 in sch 30
Diameter throat	0.659 in
Bahan	Carbon Steel A 283 grade C



## 10. Pompa

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Memompa larutan dari tangki penampung ke Jet Cooker
Type	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0.0014 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	1 Buah
Ukuran pipa	2 1/2 in sch 40

## 11. Reaktor Likuifikasi

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	mengkonversi pati menjadi dekstrin, dekstrosa, maltosa oleh enzim alfa-amilase
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head
	disertai koil pendingin
Bahan	stainless steel
Tipe	SA 240 grade A tipe 410
Kapasitas (Volume)	13.711 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Ukuran bejana	
Diameter	2.286 m
Tinggi	1.50 m
Tebal	1/3 in
Ukuran Tutup Atas	
Jenis	Standard dished head



Tebal	5/6 m
Tinggi	0.386 m
Jenis las	Double welded butt joint

**Ukuran Tutup bawah**

Jenis Las	Standard dished head
Tebal	5/6 m
Tinggi	0.386 m
Jenis las	Double welded butt joint

**Pengaduk**

Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle
Jumlah Blade	6 buah
Lebar Blade	0.15 m
Panjang Blade	0.191 m
Diameter Pengaduk	0.762 m
Rpm	18 rpm
Power Motor	0.07 Hp

**Coil Pendingin**

Ukuran pipa coil	2 in sch 40
Panjang pipa coil	4.5447 1 ft
Diameter coil	0.1447 2 ft
Banyak lilitan	10
Luas Perpindahan Panas	2.83 Ft <sup>2</sup>



## 12. Reaktor Sakarifikasi

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	mengkonversi pati menjadi dekstrin, dekstrosa, maltosa oleh enzim glukoamilase
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head
	disertai koil pendingin
Bahan	stainless steel
Tipe	SA 240 grade A tipe 410
Kapasitas (Volume)	55.040 m <sup>3</sup>
Jumlah	6 buah
Ukuran bejana	
Diameter	3.505 m
Tinggi	5.26 m
Tebal	4/9 in
Ukuran Tutup Atas	
Jenis	Standard dished head
Tebal	4/9 m
Tinggi	0.592 m
Jenis las	Double welded butt joint
Ukuran Tutup bawah	
Jenis Las	Standard dished head
Tebal	4/9 m
Tinggi	0.592 m
Jenis las	Double welded butt joint
Pengaduk	
Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle



Jumlah Blade	6	buah
Lebar Blade	0.23368	m
Panjang Blade	0.2921	m
Diameter Pengaduk	1.1684	m
Rpm	11	rpm
Power Motor	0.13	Hp
Coil Pendingin		
Ukuran pipa coil	3 in sch 40	
Panjang pipa coil	3.70827	ft
Diameter coil	0.25551	ft
Banyak lilitan	5	
Luas Perpindahan Panas	3.40	ft <sup>2</sup>

### 13. Rotary Vacuum Drum Filter

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Memisahkan serat - serat yang terikut dalam larutan glukosa
Tipe	Rotary drum vacuum filter
Kapasitas	6268.8 kg/jam
Laju Filtrasi	0.00190 m <sup>3</sup> filtrat/ det
Bahan	
Drum	Carbon steel SA 283 grade A
Filter	Kanvas
Luas	5.92881 m <sup>2</sup>



Jumlah	1
--------	---

## 14. Cooler

### Spesifikasi Alat :

Fungsi	mendinginkan larutan pati dari 95°C ke 60°C
Tipe	DPHE
Bahan	Carbon steel SA 283 grade C
Jumlah	1
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	1 atm
Suhu masuk	95 °C
Suhu keluar	60 °C
Fluida	inner pipe = Larutan pati annulus = Air pendingin
Annulus	
OD	3.5 in
ID	4.03 in
$\Delta P$	0.967 psi
inner pipe	
ID	2.9 in
$\Delta P$	0.114 in
Rd	0.002 hr ft <sup>2</sup> F/ btu
luas area	35.89 ft <sup>2</sup>



## 15. Tangki Karbonasi

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	menyerap warna ( <i>decolorization</i> )
	sehingga diperoleh larutan glukosa jernih
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah . Berbentuk standar dished head
Bahan	carbon steel
Tipe	SA 283 grade A
Kapasitas (Volume)	13.18 8 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Ukuran bejana	
Diameter	2.286 m
Tinggi	3.43 m
Tebal	1/3 in
Ukuran Tutup Atas	
Jenis	Standard dished head
Tebal	1/3 m
Tinggi	0.386 m
Jenis las	Double welded butt joint
Ukuran Tutup bawah	
Jenis Las	Standard dished head
Tebal	1/3 m
Tinggi	0.386 m
Jenis las	Double welded butt joint
Pengaduk	
Jenis	6 flat blade turbine dengan 4 baffle
Jumlah	6 buah

**BAB V Spesifikasi Peralatan**

Blade		
Lebar Blade	0.152 4	m
Panjang Blade	0.190 5	m
Diameter Pengaduk	0.762	m
Rpm	9	Rpm
Power Motor	0.01	Hp

**16. Filter press****Spesifikasi Alat :**

Fungsi	Memisahkan impuritis dari tangki karbonasi
Tipe	<i>Horizontal Plate and Frame filter press</i>
Kapasitas	5836.0 kg/jam
Luas Filter	2 m <sup>2</sup>
Tebal plate dan frame	1,25 in
Jumlah plate	4 buah
Jumlah frame	3 buah
Ukuran frame	36 x 36 in
Jumlah cake persiklus	1
Jumlah	1 buah



## 17. Kation

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	menghilangkan kation-kation pengotor
Bentuk	silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head
Bahan kontruksi	carbon steel SA 283 grade A
Tutup atas	Tebal = 0.1875 m
	Tinggi = 0.206 m
Tutup bawah	Tebal = 0.1875 m
	Tinggi = 0.206 m
Shell	Tebal = 0.1875 m
	Diameter= 1.2192 m
	Tinggi = 1.8288 m
Tekanan design	17.14 psia

## 18. Anion

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	menghilangkan anion-anion pengotor
Bentuk	silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head
Bahan kontruksi	carbon steel SA 283 grade A
Tutup atas	Tebal = 0.1875 m
	Tinggi = 0.206 m
Tutup bawah	Tebal = 0.1875 m
	Tinggi = 0.206 m
Shell	Tebal = 0.1875 m



	Diameter= 1.2192 m
	Tinggi = 1.8288 m
Tekanan design	17.14 psia

## 19. Heater

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Memanaskan larutan glukosa sebelum masuk evaporator 70 C sampai 90 C
Tipe	DPHE
Bahan	Carbon steel SA 283 grade C
Jumlah	1
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	1 atm
Suhu masuk	70 °C
Suhu keluar	90 °C
Fluida	inner pipe = Larutan pati annulus = steam
Annulus	
OD	2.38 in
ID	3.068 in
Δ P	0.00242769 psi
inner pipe	
ID	2.067 in
Δ P	0.47 in
Rd	0.002 hr ft <sup>2</sup> F/ btu
luas area	52.36 ft <sup>2</sup>



## 20. Evaporator efek 1

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75%
Bahan	Stainless steel SA 240 grade A tipe 410
Kapasitas	5889,881 kg/jam
Luas perpindahan Panas	14,9 m <sup>2</sup>
Ukuran Tube	13 ft; diameter 1,5 in; BWG 18
Ukuran pitch	1,88 in square
Jumlah Tube	32 buah
Bagian drum :	
Tebal silinder	0.25 in
Tebal tutup atas	0.25 in
Tebal tutup bawah	0.25 in
Tinggi drum evaporator	2.5146 m
Diameter (OD)	66 in



## 21. Evaporator efek 2

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75 %
Bahan	Stainless steel SA 240 grade A tipe 410
Kapasitas	3475,1kg/jam
Luas perpindahan Panas	12,9 m <sup>2</sup>
Ukuran Tube	10 ft; diameter 1,5 in; BWG 18
Ukuran pitch	1,88 in square
Jumlah Tube	36 buah
Bagian drum :	
Tebal silinder	0.188 in
Tebal tutup atas	0.188 in
Tebal tutup bawah	0.1 9 In
Tinggi drum evaporator	0.8 382 M
Diameter (OD)	22 In



## 22. Evaporator efek 3

Spesifikasi Alat :	
Fungsi	Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75%
Bahan	Stainless steel SA 240 grade A tipe 410
Kapasitas	4307,416 kg/jam
Luas perpindahan Panas	10,8 m <sup>2</sup>
Ukuran Tube	11 ft; diameter 1,5 in; BWG 18
Ukuran pitch	1,88 in square
Jumlah Tube	27 buah
Bagian drum :	
Tebal silinder	0 In
Tebal tutup atas	0 In
Tebal tutup bawah	0.00 in
Tinggi drum evaporator	0 m
Diameter (OD)	0 i n



### **23. Barometric condenser**

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Mengkondensasikan uap air dari Evaporator
Tipe	Counter-current dry air condensor
Bahan	Carbon steel SA 240 grade C
Rate bahan	978,85 kguap/jam
Luas penampang Condenser	1,66 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	18 in
Jumlah air pendingin	20074 kgair pendingin/jam
Batas keamanan	1,5 ft
Tinggi kolom Barometer	11,34 ft

### **24. Steam Jet Ejector**

Spesifikasi Alat :

Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser
Bahan	Stainless steel SA 283 grade A
Jumlah	1 buah
Tipe	Single stage jet



Panjang	4,3 in
Kebutuhan <i>steam</i>	515,978 kguap/jam



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VI**

## **UTILITAS**

Utilitas merupakan salah satu sarana pendukung guna menunjang proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Pada pabrik sirup glukosa dari biji jagung dengan proses hidrolisis enzim, proses utilitas memegang peranan yang sangat penting dalam pelaksanaan operasi dan prosesnya. Adapun utilitas pada pabrik Sirup glukosa ini meliputi :

### 1. Air

Penggunaan air dalam pabrik digunakan sebagai air proses, air pendingin, air umpan *boiler* dan air sanitasi yang digunakan untuk karyawan dan kegunaan di laboratorium.

### 2. Steam

Penggunaan *steam* digunakan pada proses pemanasan pada *heater*, *evaporator*, *jet cooker*, *steam jet ejector*.

### 3. Bahan bakar

Bahan bakar berfungsi sebagai bahan bakar pada *boiler* dan pembangkit tenaga listrik, dimana sumbernya bisa diperoleh dari bahan bakar *fuel oil*.

### 4. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari beberapa peralatan proses maupun penerangan.

### **6.1 Air**

Air merupakan substansi kimia dengan rumus kimia  $H_2O$ , dimana satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air memiliki sifat



tidak berwarna, tidak berasa, dan tidak berbau pada kondisi standar tekanan 100 kPa (1 bar) dan temperatur 273,15°C (0°C).

Pada pabrik sirup glukosa ini air merupakan salah satu penunjang proses yang terbesar. Air yang digunakan diperoleh dari sungai. Air yang didapat perlu dilakukan *water treatment* yang lebih lanjut. Air sungai di saring dengan *strainer* untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang berukuran makro maupun mikri sebelum masuk kedalam bak penampungan. Air didalam bak penampungan akan di proses sesuai kebutuhan produksi. Kebutuhan air dalam pabrik meliputi antara lain:

## **1. Air Sanitasi**

Air sanitasi dugunakan untuk keperluan karyawan diantara lain ialah mandi, memasak, mencuci, dan lain sebagainya. Pada dasarnya air sanotasi yang akan digunakan harus ememnuhi standar kualitas air bersih, yakni :

### a. Parameter fisik

- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : <1 mg SiO<sub>2</sub>/liter
- Rasa : tidak berasa
- Suhu : dibawah suhu 25°C
- Warna : tidak berwarna (jenih)

### b. Parameter Kimia

- pH : 6,5 – 8,5
- kesadahan kurang dari 70 CaCO<sub>3</sub>
- tidak mengandung zat terlarut berupa zat organic dan zat anorganik
- tidak mengandung zat-zat beracun
- tidak mengandung logam berat seperti Pb, Ag, Cr, dan Hg.



### c. Parameter Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri pathogen
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit  $\text{Ca}(\text{Cl})_2$  atau desinfektan.

## 2. Air proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses pada pabrik Sirup glukosa ini, misalnya pada tangki pencuci. Hal yang perlu diperhatikan dalam pendidikan air proses adalah :

- Alkalinitas
- Keasaman ( $\text{pH } 6,5 - 8,5$ )
- Kekeruhan
- Warna
- Kadar amoniak

## 3. Air Umpam Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terkandung dalam air. Air umpan boiler juga digunakan untuk menghasilkan *steam* pada boiler. Pada umumnya air memiliki warna yang jernih atau tidak berwarna namun, terkadang air masih mengandung kation dan anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler jika terikut.

## 4. Air pendingin

Pada umumnya air yang digunakan sebagai air pendingin memiliki sifat :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar



- Dapat menyerap panas dalam jumlah yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusur dengan adanya perubahan teperatur pendinginan.

## 5. Proses Water Treatment

Pengolahan air pada pabrik sirup glukosa meliputi:

- a. Pengolahan air secara fisika
- b. Pengolahan air secara kimia
- c. Pengolahan air secara fisika lanjutan

### a. Pengolahan air secara fisika

Pengolahan air secara fisika meliputi sedimentasi (pengendapan), filtrasi (penyaringan), dan lain sebagainya. Air yang digunakan yang berasal dari sungai, sebelum masuk kedalam bak penampung dan dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran makro maupun mikro. Ketika masuk bak penampung, kotoran akan dilewatkan melalui sekat filter untuk mengendapkan kotoran seperti pasir yang dapat terlarut dalam air. Setelah itu air dari bak penampung dialirkan ke proses pengolahan berikutnya.

### b. Pengolahan air secara kimia

Pengolahan air secara kimia meliputi koagulasi untuk memisahkan kontaminan yang terdapat pada air dengan menambahkan bahan kimia tertentu. Sebelum air masuk bak penyernih, air ditambahkan dengan bahan kimia tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) yang berfungsi sebagai koagulan. Adanya penambahan tawas akan menggumpalkan



kotoran-kotoran yang terdapat dalam air. Selain tawas, juga ditambahkan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  untuk mengkondisikan pH air tetap pada keadaan netral. Tawas menyebabkan pH air menjadi rendah, sehingga perlu ditambahkan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  agar pH air tetap pada keadaan netral.

### c. Pengolahan air secara fisika lanjutan

Untuk lebih mengoptimalkan proses sedimentasi pada pengolahan air secara fisika, maka dalam bak sedimentasi dilengkapi dengan *clarifier* yang berputar pada kecepatan putar tertentu untuk mengambil kotoran yang telah mengendap pada dasar bak sedimentasi yang kemudian di pompa keluar. Dari bak sedimentasi, air bersih kemudian dialirkan secara overflow menuju bak penampung air bersih. Setelah air di bak penampungan air bersih, air kemudian di pompa menuju perangkat filtrasi yang berupa *sand filter* untuk mengikat kotoran-kotoran yang masih terkandung dalam air. Selanjutnya air dari *sand filter* ditampung sementara dalam bak penampungan air bersih yang kemudian akan didistribusikan menurut fungsinya masing-masing, yaitu air sanitasi, air proses, air boiler, dan air pendingin. Untuk air sanitasi, perlu ditambahkan desinfektan terlebih dahulu agar air sanitasi yang digunakan memenuhi syarat parameter kualitas air bersih. Untuk air proses dan air boiler diperlukan alat softener agar air yang digunakan memenuhi standar operasi yang optimal. Sedangkan untuk air pendingin dapat digunakan secara langsung.



## 6. Perhitungan Kebutuhan Air

$\rho$  air pada suhu 30°C = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{kebutuhan air dalam m}^3/\text{hari} = \frac{\text{kebutuhan air dalam kg /hari}}{\rho_{\text{air pada } 30^\circ\text{C}}}$$

### a. Air sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m<sup>3</sup>/hari untuk tiap karyawan

Jumlah karyawan : 250 orang

Kebutuhan air untuk 250 karyawan : 50 m<sup>3</sup>/hari

Cadangan (10%) : 10 m<sup>3</sup>/hari

**Total : 60 m<sup>3</sup>/hari**

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water*, *hydrant* diasumsikan diperlukan sebanyak 40 % dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain – lain :  $0,4 \times 60 = 24 \text{ m}^3/\text{hari}$

**Total kebutuhan air sanitasi pabrik = 84 m<sup>3</sup>/hari**

$= 3,5 \text{ m}^3/\text{jam}$

### b. Air Umpam Boiler

Air yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan

Kebutuhan air pada pabrik Sirup glukosa ini meliputi :

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	<i>Heater I</i>	352,60
2.	<i>Heater II</i>	240,554
4.	<i>Heater III</i>	179,920
5.	<i>Jet cooker</i>	565,54
6.	<i>Evaporator</i>	1063,22
7.	<i>Steam jet ejector</i>	411,688
Total		2.813,514



Air umpan boiler yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{rate massa air}}{\rho} \\ &= \frac{2.813,514}{995,68} \\ &= 2,8257 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

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

Air boiler yang di recycle :  $80\% \times 2.813,514 \text{ m}^3/\text{hari}$

Jadi kebutuhan total air boiler :

$$= 2.250,8112 \text{ m}^3/\text{hari}$$

### c. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (Kg/hari)
1.	<i>Heater I</i>	8224,51
2.	Tangki Pencampur	3,144
3.	<i>Rotary vacuum filter</i>	34,889
<b>Total</b>		<b>8224,089</b>

Air proses yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} &= \frac{8224,089}{995,68} \\ &= 8259,771 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$



#### d. Air pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	<i>Cooler I</i>	11041,09
2.	<i>Cooler II</i>	4627,08
3.	Reaktor likuifikasi	14242,25
4.	Reaktor sakarifikasi	35729,732
5.	<i>Barometric condensor</i>	20073,72
<b>Total</b>		<b>85713,39</b>

Air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{85713,39}{995,68} \\
 &= 86,08 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

Karena digunakan system sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan 90 % dari kondensat kembali ke air umpan boiler maka:

Air kondensat yang disirkulasikan adalah 90% dari total kondensat

$$= 90\% \times 86,08$$

$$= 77,47 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi total air yang hilang} &= 85713,39 - 77,47 \\
 &= 85635,91 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

Air sungai yang diambil dari sungai dekat pabrik sebesar :

- |                     |                     |                          |
|---------------------|---------------------|--------------------------|
| 1. Air sanitasi     | = 84                | $\text{m}^3/\text{hari}$ |
| 2. Air umpan boiler | = 2250,8112         | $\text{m}^3/\text{hari}$ |
| 3. Air proses       | = 8259,771          | $\text{m}^3/\text{hari}$ |
| 4. Air pendingin    | = 85635,91          | $\text{m}^3/\text{hari}$ |
| <b>Total</b>        | <b>= 96.230, 49</b> | $\text{m}^3/\text{hari}$ |



## 6.2 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 sirup glukosa ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 110°C dan tekanan 1.03 bar (*Ulrich, 1984*).

Kebutuhan *steam* untuk pabrik ini adalah sebagai berikut :

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	<i>Heater I</i>	352,60
2.	<i>Heater II</i>	240,554
4.	<i>Heater III</i>	179,920
5.	<i>Jet cooker</i>	565,54
6.	Evaporator	1063,22
7.	<i>Steam jet ejector</i>	411,688
Total		2.813,514

## 6.3 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik dipabrik sirup glukosa ini diperoleh dari PLN dan generator pabrik, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan dipakai generator set untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik



---

*BAB VI Utilitas*

---

untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing-masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh dua sumber, yaitu perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik ini.

## **BAB VII**

### **KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA**

#### **7.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Kesehatan dan keselamatan kerja merupakan suatu pemikiran atau upaya untuk menjamin kebutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani serta merupakan ilmu pengetahuan dan penerapannya dalam usaha mencegah kemungkinan terjadinya kecelakaan dan penyakit akibat kerja. Kesehatan dan keselamatan kerja (K3) tidak dapat dipisahkan dengan proses produksi baik jasa maupun industri (*redjeki, 2016*).

Menurut buku, *Kesehatan dan Keselamatan Kerja* yang diterbitkan oleh Badan Pengembangan dan Pemberdayaan Sumber Daya Manusia Kesehatan (BPPSDMK) keselamatan dan kesehatan kerja merupakan:

##### **1. Keselamatan Kerja**

Keselamatan kerja adalah keselamatan yang berhubungan dengan mesin, pesawat, alat kerja, bahan, dan proses pengolahannya, landasan tempat kerja dan lingkungannya serta cara-cara melakukan pekerjaan yang memiliki sifat sasarannya adalah lingkungan kerja dan bersifat teknik.

##### **2. Kesehatan Kerja**

Kesehatan kerja adalah spesialisasi dalam ilmu kesehatan beserta praktiknya yang bertujuan agar pekerja memperoleh derajat kesehatan yang setinggi-tingginya, baik fisik atau mental, maupun social dengan usaha-usaha preventif dan kuratif, terhadap penyakit atau gangguan kesehatan yang diakibatkan faktor-faktor pekerjaan dan



lingkungan kerja maupun penyakit umum. Kesehatan kerja memiliki sifat dimana sasarannya adalah manusia dan bersifat medis.

## **7.2 Potensi Bahaya Lingkungan Kerja**

Pengidentifikasi potensi bahaya dari suatu kegiatan kerja merupakan inti seluruh kegiatan pencegahan kecelakaan. Pengidentifikasi merupakan kegiatan subjektif di mana ukuran bahaya yang teridentifikasi akan berbeda diantara orang saty dengan orangg lainnya. Bahaya dapat dibagi menjadi beberapa kategori berdasarkan sumbernya yaitu :

1. Fisik, contohnya kebisingan, ergonomic, radiasi, dll.
2. Mekanik, contohnya adalah seperti bagian yang bergerak maupun berotasi
3. Elektrikal, contohnya adalah voltase dan area magnetik
4. Kimia, contohnya adalah substansi yang mudah terbakar, beracun, dan korosif
5. Biologis, contohnya adalah virus dan bakteri.

Proses identifikasi diawali dengan penentuan teknik identifikasi yang dinilai akan memberikan informasi yang dibutuhkan. Adapun cara-cara yang dapat digunakan antara lain :

1. Survei keselamatan kerja
2. Patroli keselamatan kerja
3. Pengambilan sampel keselamatan kerja
4. Audit keselamatan kerja
5. Pemeriksaan lingkungan
6. Laporan kecelakaan.
7. Laporan kecelakaan yang nyaris terjadi.
8. Saran maupun kritik dari dari para karyawan.



Keselamatan dan kesehatan kerja merupakan salah satu aspek perlindungan tenaga kerja dengan cara penerapan teknologi pengendalian segala aspek yang berpotensi membahayakan para pekerja. Pengendalian ditujukan kepada sumber yang berpotensi menimbulkan penyakit akibat pekerjaan, pencegahan kecelakaan dan penyerasian peralatan kerja baik mesin dan karakteristik manusia yang menjalankan pekerjaan tersebut. Dengan menerapkan teknologi pengendalian keselamatan dan kesehatan kerja diharapkan tenaga kerja akan mencapai ketahanan fisik, daya kerja dan tingkat kesehatan yang tinggi. Kondisi fisik lingkungan tempat kerja di mana para pekerja beraktivitas sehari-hari mengandung banyak bahaya, langsung maupun tidak langsung bagi pekerja.

Menurut *Sri Redjeki*, 2016 bahaya-bahaya di lingkungan kerja dapat diklasifikasikan sebagai berikut :

1. Bahaya getaran

Getaran mempunyai parameter yang hampir sama dengan bising seperti frekuensi, amplitude, lama pajanan. Peralatan yang menimbulkan getaran juga dapat memberikan efek negatif pada sistem saraf.

2. Bahaya Kimia

Bahaya ini adalah bahaya yang berasal dari bahan yang dihasilkan selama produksi. Bahan ini terhambur ke lingkungan dikarenakan cara kerja yang salah, kerusakan, atau kebocoran dari peralatan atau instalasi yang digunakan dalam proses kerja. Bahaya kimia yang terhambur ke lingkungan kerja dapat mengganggu baik itu lokal maupun fatal.

3. Bahaya Pencahayaan

Penerangan yang kurang di lingkungan kerja bukan saja akan menambah beban kerja karena mengganggu pelaksanaan pekerjaan tetapi juga menimbulkan kesan kotor. Oleh karena itu,




---

## *BAB VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja*

---

penerangan dalam lingkungan kerja harus cukup. Disamping itu pencahayaan yang cukup akan memungkinkan pekerja dapat melihat objek yang dikerjakan dengan jelas dan menghindari kesalahan kerja.

### 4. Kebisingan

Bising adalah campuran dari berbagai suara yang tidak dikehendaki ataupun yang merusak kesehatan. Kebisingan merupakan salah satu penyebab penyakit lingkungan. Sedangkan kebisingan sering digunakan sebagai istilah untuk menyatakan suara yang tidak diinginkan yang disebabkan oleh kegiatan manusia atau aktivitas-aktivitas alam.

## 7.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) ialah kelengkapan wajib yang digunakan saat bekerja sesuai dengan bahaya dan resiko kerja untuk menjaga keselamatan tenaga kerja itu sendiri maupun orang lain di tempat kerja.

### A. Jenis – Jenis Alat Pelindung Diri (APD)

#### 1. Alat Pelindung Kepala

Tujuan dari pemakaian alat pelindung kepala adalah untuk mencegah rambut pekerja terjerat oleh mesin yang berputar, melindungi kepala dari bahaya terbentur oleh benda tajam atau keras yang dapat menyebabkan luka gores, potong atau tusuk, bahaya kejatuhan benda-benda atau terpukul oleh benda-benda yang melayang atau meluncur di udara, panas radiasi, api dan percikan bahan-bahan kimia korosif.

Alat pelindung kepala, menurut bentuknya, dapat dibedakan menjadi beberapa jenis.

- a. Topi pengaman (*safety helmet*), untuk melindungi kepala dari benturan, kejatuhan, pukulan benda-benda



keras atau tajam. Topi pengaman harus tahan terhadap pukulan atau benturan, perubahan cuaca, dan pengaruh bahan kimia. Topi pengaman harus terbuat dari bahan yang tidak mudah terbakar, tidak menghantarkan listrik ringan dan mudah dibersihkan.

b. Hood, berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya-bahaya bahan kimia, api, dan panas radiasi yang tinggi. Hood terbuat dari bahan yang tidak mempunyai celah atau lubang, biasanya terbuat dari asbes, kulit, wool, katun yang dicampuri alumunium dan lain-lain.

c. Tutup kepala (*hair cap*), berfungsi untuk melindungi kepala dari kotoran debu dan melindungi rambut dari bahaya terjerat oleh mesin-mesin yang berputar. Biasanya terbuat dari bahan katun atau bahan lain yang mudah dicuci

## 2. Alat Pelindung Mata dan Muka

Pelindung mata berfungsi untuk melindungi mata dari percikan korosif, radiasi, gelombang elektromagnetik dan benturan/pukulan benda-benda keras atau tajam. Ala ini juga untuk mencegah masuknya debu-debu ke dalam mata serta mencegah iritas mata akibat pemaparan gas atau uap.

## 3. Alat Pelindung Pendengaran

Ada dua jenis alat pelindung telinga, antara lain.

### a. Sumbat telinga (*ear plug*)

Sumbat telinga yang baik adalah sumbat telinga yang dapat menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi pembicaraan tidak terganggu. Ear plug dapat dibuat dari kapas, malam (*wax*), plastik, karet alami dan sintetik

### b. tutup telinga (*ear muff*)



Alat pelindung telinga ini terdiri dari 2 buah tutup telinga dan sebuah *headband*. Isi dari tutup telinga dapat berupa cairan atau busa yang berfungsi untuk menyerap suara dengan frekuensi tinggi. Jika digunakan dalam jangka waktu yang lama, efektivitasnya dapat menurun karena bantalananya menjadi keras dan mengerut sebagai akibat reaksi bantalan dengan minyak dan keringat yang terdapat pada permukaan kulit.

#### 4. Alat Pelindung Pernafasan

Menurut cara kerjanya, respirator dibedakan menjadi:

a. Respirator pemurni (*air purifying respirator*)

1) Chemical respirator Respirator berfungsi membersihkan udara dengan cara adsorbsi atau absorpsi. Adsorbsi adalah suatu proses ketika kontaminan melekat pada permukaan zat padat (adsorben), sedangkan absorpsi adalah suatu proses ketika gas-gas atau uap mengadakan penetrasi ke struktur bagian dalam dari suatu zat (absorber).

2) Mechanical *filter respirator* Filter ini digunakan untuk melindungi dari pemaparan aerosol zat padat dan aerosol zat cair melalui proses filtrasi. Efisiensi filter ini tergantung pada ukuran dan jenis filter. Semakin kecil diameter dari pori-pori filter semakin besar tahanan terhadap aliran udara.

3) Kombinasi *mechanical* dan *filter respirator* Respirator ini digunakan pada penyemprotan pestisida dan penggecatan.



- b. Respirator penyedia udara (*Breathing Apparatus*)

Berbeda dengan respirator pemurni udara, respirator ini tidak dilengkapi filter/adsorben. Cara respirator ini melindungi pemakainya dari zat kimia yang sangat toksik atau kekurangan oksigen adalah dengan menyuplai udara atau oksigen kepada pemakainya. Suplai udara atau oksigen kepada pemakainya dapat melalui silinder, tangki atau kompresor yang dilengkapi dengan alat pengatur tekanan.

## 5. Alat Pelindung Tangan

Menurut bentuknya sarung tangan dibedakan menjadi:

- a. Sarung tangan biasa (*gloves*).
- b. Sarung tangan yang dilapisi logam (*gounlets*).
- c. Sarung tangan yang keempat jari pemakainya dibungkus jadi satu kecuali ibu jari (*mitts mittens*).

## 6. Alat Pelindung Kaki

Sepatu keselamatan kerja (*safety shoes*) berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik bahan kimia korosif, dan tertusuk benda-benda tajam. Menurut jenis pekerjaan yang dilakukan, sepatu keselamatan dibedakan menjadi:

- a. Sepatu pengaman yang digunakan untuk pengecoran baja terbuat dari bahan kulit yang dilapisi logam krom atau asbes.
- b. Sepatu khusus yang digunakan untuk bahaya peledakan. Sepatu ini tidak boleh ada paku-paku yang dapat menimbulkan percikan bunga api.
- c. Sepatu karet anti elektrostatik untuk melindungi pekerja dari bahaya listrik.



- d. Sepatu pengaman untuk pekerja bangunan. Sepatu ini ujungnya dilapisi baja untuk melindungi jari kaki.

Beberapa Pelaksanaan kesehatan dan keselamatan kerja di Pabrik Sirup Glukosa dari Biji Jagung dengan Proses Hidrolisis Enzim secara umum sebagai berikut :

1. Tangki, yang meliputi tangki pencuci, tangki pelunakkan, tangki penampung HCl, CaCl<sub>2</sub>, tangki pencampur
  - Pemilihan material dengan *corrosion allowable* yang tepat (diseduaikan dengan kondisi operasi).
  - Pemasangan *manhole* dan *hade hole* untuk inspeksi dan maintenance.
  - Pemasangan *level gauge* pada tangki penutup.
  - Pemasangan *pressure receiving* untuk tangki bertekanan.
  - Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, *man hole* dan *hand hole* untuk inspeksi dan maintenance.
  - *Atmosperic storage tank* dilengkapi dengan ventilasi.
  - Sirkulasi udara harus baik.
  - Penggunaan pakaian anti asam, masker gas, sarung tangan, dan sepatu karet untuk tangki HCl
  - Pemasangan tanda bahaya disekitar tangki.
2. Perpipaan
  - Untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa, maka perpipaan diletakkan di atas tanah.
  - Susunan *valve* dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu keamanan 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.



- Dipasang *fire stop* pada semua sistem 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.
3. Reaktor meliputi reaktor liquifikasi dan sakarifikasi
- Pada daerah di sekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.
  - Pekerja pada bagian reaktor diharuskan menggunakan sarung tangan dan safety helmet.
  - Setelah diadakan pembersihan reaktor harus ditest tekanan dan temperatur untuk mencegah over stressing.
  - Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.

Berikut adalah usaha untuk mencegah kecelakaan kerja pada Pabrik Sirup Glukosa dari Biji Jagung dengan Proses Hidrolisis Enzim:

1. Bahan Baku
  - a. Biji Jagung
    - Memakai alat pelindung tangan
    - Memakai alat pelindung kaki
  - b. HCl
    - Memakai alat pelindung mata
    - Memakai alat pelindung pernapasan
    - Memakai alat pelindung tangan
    - Memakai alat pelindung kaki
  - c. CaCl<sub>2</sub>
    - Memakai alat pelindung mata



- Memakai alat pelindung pernapasan
  - Memakai alat pelindung tangan
  - Memakai alat pelindung kaki
- d. Alfa amilase
- Memakai alat pelindung mata
  - Memakai alat pelindung pernapasan
  - Memakai alat pelindung tangan
  - Memakai alat pelindung kaki
- e. Gluko amilase
- Memakai alat pelindung mata
  - Memakai alat pelindung pernapasan
  - Memakai alat pelindung tangan
  - Memakai alat pelindung kaki
2. Alat
- a. Pompa
- Bagian propeller dilengkapi dengan casting
  - 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
- b. Heater/Cooler
- Dilengkapi dengan *valve* pada *exchanger* tersebut.
  - Dipasang *drain hole* secukupnya untuk pembersihan.
  - Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu tertentu.



- c. Tangki penampung, tangki pencuci, tangki pelunakkan, tangki pencampur dan tangki produk
  - Alat pelindung muka atau *face shield*
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
- d. Reaktor Liquifikasi dan reaktor Sakarifikasi
  - Alat pelindung pernapasan atau masker kain
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
  - Alat pelindung mata atau *safety glasses* dan *goggles*
- e. Ball Mill
  - Alat pelindung pernapasan atau masker kain
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
- f. Anion dan Kation Exchanger
  - Alat pelindung pernapasan atau masker kain
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
- g. Centrifugal Separator dan Germ Separator
  - Pemakaian sarung tangan asbes
  - Pemakaian alat pelindung telinga *ear muff* atau *ear plug*
  - Safety helmet
  - Alat pelindung kaki
- h. Filter press
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet



- Alat pelindung tangan atau sarung tangan
- Alat pelindung mata atau *safety glasses* dan *goggles*

Adapun upaya-upaya pencegahan terhadap bahaya-bahaya lainnya yang mungkin terjadi pada pabrik ini dapat dilakukan dengan cara berikut :

### 1. Pencegahan terhadap kebakaran

- Memasang sistem alarm pada tempat yang strategis dan penting, seperti *power station*, laboratorium dan ruang proses.
- Mobil pemadam kebakaran harus selalu dalam keadaan siap siaga di *fire station*.
- *Fire hydrant* ditempatkan di daerah *storage*, proses, dan perkantoran. *Fire extinguisher* disediakan pada bangunan pabrik untuk memadamkan api yang relatif kecil.
- *Smoke detector* ditempatkan pada setiap sub-stasiun listrik untuk mendeteksi kebakaran melalui asapnya.

### 2. Pencegahan terhadap bahaya mekanis

- Sistem ruang gerak karyawan dibuat cukup luas dan tidak menghambat kegiatan kerja karyawan.
- Alat-alat dipasang dengan penahan yang cukup kuat
- Peralatan yang berbahaya seperti ketel uap bertekanan tinggi, reaktor bertekanan tinggi dan tangki gas bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman.

### 3. Pencegahan terhadap bahaya listrik

- Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekring atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya.
- Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, sehingga jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah.



- Memasang papan tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi.
  - Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus.
  - Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan.
4. Menerapkan nilai-nilai disiplin bagi karyawan
- Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan dan mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang diberikan.
  - Setiap kecelakaan kerja atau kejadian yang merugikan segera dilaporkan ke atasan.
  - Setiap karyawan harus saling mengingatkan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
  - Setiap ketentuan dan peraturan harus dipatuhi.
5. Penyediaan poliklinik di lokasi pabrik

Poliklinik disediakan untuk tempat pengobatan akibat terjadinya kecelakaan secara tiba-tiba, misalnya menghirup gas beracun, patah tulang, luka terbakar, pingsan/syok dan lain sebagainya.



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VIII**

### **PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI**

#### **8.1 Instrumen secara Umum**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1987*).

Beberapa besaran proses yang harus diukur dan dikendalikan pada suatu proses industri, misalnya aliran (*flow*) di dalam pipa, tekanan (*pressure*) didalam sebuah *vessel*, suhu di unit *heat exchanger*, serta permukaan (*level*) zat cair di sebuah tangki.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik adalah sebagai berikut :

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan cara menjaga variabel proses, berada dalam operasi proses yang aman serta mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis
  2. Mendapatkan *rate* atau laju alir produksi sesuai dengan yang diinggankan
  3. Menjaga kualitas produk
  4. Mempermudah pengoperasian alat
  5. Keselamatan dn efisiensi kerja lebih terjamin
- Instrumen dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain :



---

*BAB VIII Pengendalian Proses dan Instrumentasi*

---

- a. Manual atau *indicator*, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
- b. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian kondisi prosesnya. Perubahan kondisi proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga alat proses ini perlu dipasang alat pengendali (*controller*).

Dalam suatu instrumen ada beberapa bagian alat yang pemakaiannya bisa berfungsi sebagai berikut:

1. Indikator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran yang diukur. Misalnya *level indicator*, yaitu alat penunjuk ketinggian liquida didalam suatu alat pemrosesan.
2. *Controller*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan kondisi proses dan operasi, misalnya : *flow controller* untuk mengendalikan suhu operasi selama proses berlangsung agar sesuai dengan suhu yang telah ditetapkan.
3. *Recorder*, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk mencatat suatu kondisi proses yang merupakan kelengkapan instrumen tipe penunjuk, misalnya pena pada jarum penunjuk pengukur tekanan.
4. Sensor (*transducer*), bagian instrumen yang berfungsi untuk berkontak langsung dengan objek yang diukur untuk mengubah besaran fisik menjadi besaran listrik.



5. Sensor *Error Detector*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengukur kesalahan yang terjadi antara keluaran aktual dengan keluaran yang diinginkan.
6. Penggerak daya, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan aliran energi ke sistem yang dikendalikan. Alat ini disebut juga elemen pengendali akhir. Elemen pengeluaran ini harus mampu menggerakkan beban ke suatu harga yang diinginkan.

(Arindya, 2010)

## 8.2 Alat-Alat Kontrol yang Digunakan dalam Bidang Industri

1. Pengatur Suhu (*Temperature*)
  - a. *Temperature Controller* (TC), berfungsi mengendalikan temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta
  - b. *Temperature Indicator* (TI), berfungsi menunjukkan temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung.
  - c. *Temperature Indicator Controller* (TIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan temperatur operasi.
2. Pengaruh Tekanan (*Pressure*)
  - a. *Pressure Indicator* (PI), berfungsi menunjukkan tekanan pada alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
  - b. *Pressure Controller* (PC), berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan yang diminta.
  - c. *Pressure Indicator Controller* (PIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta.
3. Pengatur Aliran (*flow*)



## BAB VIII Pengendalian Proses dan Instrumentasi

- a. *Flow Indicator Controller* (FIC), berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinu.
  - b. *Flow Indicator* (FI), berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
  - c. *Flow Controller* (FC), berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
  - d. *Flow Recorder* (FR), berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus-menerus.
  - e. *Flow Recorder Control* (FRC), berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan debit aliran cairan secara terus-menerus.
4. Pengatur Tinggi Cairan
- a. *Level Indicator* (LI), berfungsi menunjukkan tinggi cairan suatu alat.
  - b. *Level Controller* (LC), berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari yang ditentukan.
  - c. *Level Indicator Controller* (LIC) berfungsi menunjukkan dan mengendalikan serta mengendalikan tinggi cairan.

(Arindya, 2010)

### 8.3 Instrumentasi dalam Pabrik Sirup Glukosa

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Reaktor Likuifikasi dan reaktor sakarifikasi	<i>Level controller</i> <i>Temperature controller</i>	Mengontrol level larutan pada reaktor Mengontrol temperature reaktor
Tangki	<i>Level controller</i>	Mengontrol level larutan



penampung I, II, III, IV, V, dan VI		pada tangki
Evaporator	<i>Temperatur controller</i> <i>Level controller</i> <i>Analysis controller</i>	Mengontrol temperatur pada evaporator Mengontrol level larutan pada evaporator Mengontrol konsentrasi sirup glukosa
Tangki penampung sirup glukosa	<i>Level controller</i>	Mengontrol level larutan pada tangki
Heater I, II	<i>Temperature controller</i> <i>Flow controller</i>	Mengontrol suhu feed masuk dan produk Mengontrol suhu steam Mengontrol flow steam
Cooler	<i>Temperature controller</i> <i>Flow controller</i>	Mengontrol suhu air pendingin Mengontrol suhu feed masuk dan produk Mengontrol flow air pendingin



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Adanya pembangunan industri dan kegiatan pada industri tidak akan jauh dengan munculnya limbah dari kegiatan industri tersebut. Semua kegiatan industri mempunyai potensi untuk menimbulkan dampak terhadap lingkungannya. Sesuai dengan UU No. 32 tahun 2009 bahwa semua industri yang mengeluarkan limbah harus bertanggung jawab untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari kegiatannya. Tidak dapat dipungkiri bahwa pabrik sirup glukosa dari biji jagung dengan proses hidrolisis enzim menghasilkan limbah yang mengandung zat organik dan kimia yang memerlukan pengolahan lebih lanjut sebelum dibuang ke laut. Unit pengolahan limbah merupakan salah satu bagian yang diperlukan untuk meminimalisir limbah yang dihasilkan dari pabrik sirup glukosa.

Adapun sistem pengolahan limbah yang terdapat pada pabrik sirup glukosa ini terdiri dari tiga tahap yaitu :

#### *1. Chemical Preparation Unit*

Dalam proses pengolahan limbah secara kimiawi diperlukan bahan pendukung untuk mengolah air limbah menjadi bahan yang dapat dimanfaatkan kembali ataupun dialirkan ke laut sesuai dengan persyaratan yang diterbitkan oleh pemerintah. Adapun bahan kimia yang digunakan untuk mengolah limbah antara lain :

##### a. $\text{Ca(OH)}_2$

Kalsium hidroksida digunakan dalam menaikkan pH pada air limbah yang dihasilkan jika limbah yang




---

## BAB IX Pengolahan Limbah Industri Kimia

---

dihasilkan memiliki pH asam (sekitar 1-2) untuk dinaikkan sesuai dengan persyaratan (pH 6-8).

b. Flokulasi

Flokulan digunakan untuk membantu proses pengendapan

c.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Alumunium sulfat digunakan untuk menjernihkan kembali air limbah.

### 2. Primary section Unit

Unit *primary* ini berfungsi untuk menurunkan pH, dan menjernihkan air limbah. Pada unit ini, limbah yang dihasilkan akan dialirkan kedalam tangki kemudian ditambahkan bahan-bahan pendukung seperti kalsium hidroksida untuk menaikkan pH dari air limbah tersebut. Air limbah selanjutnya akan dialirkan kedalam tangki yang berbeda untuk ditambahkan flokulasi yang berfungsi untuk membentuk flok-flok yang terbentuk dengan *liquidnya* dengan proses sedimentasi.

### 3. Secondary section unit

Pada tahap ini, limbah dari *primary section unit* dialirkan kedalam tangki berpengaduk untuk ditambahkan larutan alumunium sulfat yang berguna untuk menjernihkan air yang telah terpisah dari padatan pada proses sebelumnya serta ditambahkan NaOH untuk menaikkan pH akibat dari penurunan pH yang disebabkan adanya penambahan alumunium sulfat. Hasil dari unit ini akan dialirkan kedalam tangki penampung.



Dalam pabrik Sirup glukosa dari Biji jagung (*Jatropha Curcas Linn*) dengan Proses Esterifikasi – Transesterifikasi selama proses produksi menghasilkan banyak limbah, diantaranya antara lain :

### 1. Limbah Padat

Limbah padat dihasilkan yang berasal dari proses pada alat *germ separator*, *centrifugal separator*, filter press, *rotary vacuum filter*. Limbah padat tersebut terdiri dari :

Komponen	Massa (Kg)
Lembaga	296,73
Gluten	129,66
Cake 1	209,334
Cake 2	258,388
impurities	216,127
<b>TOTAL</b>	<b>1.110,293</b>

### 2. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari proses pencucian biji jagung, *steeping tank*, *Liquid waste* terdiri dari :

Komponen	Massa (Kg)
Air proses sisa pencucian	8142,26
Air proses sisa pelunakkan biji jagung	3339,33
<b>TOTAL</b>	<b>11.481,59</b>



## **Usaha Meminimalisasi Limbah**

Hal yang sangat penting selain pengolahan limbah adalah usaha untuk mengurangi atau meminimalisasi jumlah limbah yang dapat dihasilkan dari suatu proses produksi antara lain :

- **Penyumbatan**

Penyumbatan dalam pipa biasanya terjadi. Masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan padatan dan kotoran lainnya yang terdapat dalam air yang akan *direcycle*. Selanjutnya seluruh peralatan yang akan digunakan direncanakan sesuai dengan penggunaannya.

- **Kerak / deposit**

Kerak/deposit terbentuk dari kristalisasi koagulan – koagulan dari bahan – bahan non resin. Kerak merupakan gabungan dari anion karbonat, silikat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe dan Ba. Sebagian besar kerak umumnya hasil deposit  $\text{CaCO}_3$  dan  $\text{MgCO}_3$ .

Salah satu cara untuk mengontrol timbulnya kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation yang terdapat dalam air.

- **Korosi**

Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia terhadap lingkungan. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyak faktor termasuk diantaranya batas oksigen terlarut,



pH, zat padat terlarut seperti klorida, dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu dan batas konsentrasi CO<sub>2</sub>. Banyaknya faktor yang mempengaruhi laju korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan stainless steel atau fiber.

- **Buih / Busa**

Busa terbentuk karena terbawanya senyawa – senyawa organik yang mempunyai permukaan aktif seperti asam – asam resin, asam lemak tak jenuh. Hasil degradasi lemak dari proses netralisasi. Bahan – bahan yang bersifat aktif permukaannya mempunyai kecenderungan untuk terkonsentrasi antara permukaan gas cair dan membentuk kesatuan yang stabil dengan udara. Selama proses operasi berlangsung, gelembung – gelembung busa mengapung dan membentuk busa. Untuk mencegah terbentuknya busa maka harus dihindari terjadinya kontak dengan udara atau dapat dilakukan untuk membuat perpindahan aliran dari tangki ke tangki yang lainnya melalui bawah tangki dengan kontrol terhadap aliran agar tidak ada pengadukan. Cara lainnya yang dapat dilakukan adalah dengan menambahkan anti busa defoamer.



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Sirup Glukosa dari Biji Jagung dengan Proses Hidrolisis Enzim”, dapat diperoleh 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 sirup glukosa ini sebesar 27.000 ton/tahun

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah Biji Jagung
- Bahan baku pendukung pabrik ini adalah enzim alfa-amilase, enzim glukoamilase, HCl, CaCl<sub>2</sub>, dan karbon aktif

4. Proses produksi sirup glukosa terdiri dari 4 tahap yaitu :

- *Pretreatment*
- Gelatinasi
- Hidrolisis enzim
- Pemekatan

5. Utilitas

Air sanitasi : 60 m<sup>3</sup>/hari

Air pendingin : 85713,390 m<sup>3</sup>/hari



## BAB X Kesimpulan

---

Air umpan boiler	: 2813,514 m <sup>3</sup> /hari
Air proses	: 8224,089 m <sup>3</sup> /hari

---

### 6. Limbah

- Limbah padat berupa lembaga yang dapat dimanfaatkan menjadi bahan baku minyak goreng, gluten yang dapat dimanfaatkan menjadi makanan burung/ternak. Limbah padat juga berupa cake dari *rotary vacuum filter* dan filter press.
- Limbah cair berupa air sisa pencucian dan air sisa biji jagung.

## 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	$\Delta H_f$	Enthalpy pembentukan	kkal/kmol
6	$\Delta H_f$	Enthalpy product	kkal
7	H	Enthalpy	kkal
8	Hv	Enthalpy vapor	kkal/kg
9	Hl	Enthalpy liquid	kkal/kg
10	Q	Panas	kkal
11	$\rho$	Densitas	gram/cm <sup>3</sup>
12	$\eta$	Efisiensi	%
13	$\mu$	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	$\Sigma F$	Total friksi	-
23	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	Ff	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	$h_{ex}$	Sedden expsansion	ft.lbf/lbm
26	Gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
27	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
28	A	Area aliran	ft <sup>2</sup>
29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
31	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )
32	$h_{ex}$	Sudden expsansion	ft.lbf/lbm
33	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>

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

## **DAFTAR PUSTAKA**

- al, J. E. (1975). *United States Patent No. 3,928,631.*
- Brownell, L. E., & Young. (1959). *Process Equipment Design.* New Delhi: Willet Eastern Limited.
- Brown, G. G., & Foust. (1950). *Unit Operation.* New York : John Wiley and Sons.
- Coulson, R. (1999). *Chemical Engineering.* New York : Butterworth Heinemann.
- Chwalek, V. P. (1980). *United States Patent No. 4,181,748.*
- Dziedzic S Z, K. M. (1995). *Hanbook of Starch Hydrolisis Products and their Derivatives.* London: Blackie Academic & Professional.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Process and Separation Process Principle.* New Jersey: Pearson Education International.
- Gita, I.B., Siswo, S., & Kusmiyati. (2016). Studi Konversi Pati Ubi Kayu (Cassava Starch) Menjadi Glukosa Secara Enzimatik. *Jurnal Chemica*, 3,7.
- Hugot. (1972). *Handbook of Cane Sugar Engineering.* Amesterdam: Elsevier.
- Hull, P. (2010). *Glucose Syrup Technologi and Application.* USA: John Wiley and Sons Co.
- Kern, D.Q. (1950). *Process Heat Transfer.* New York : McGraw Hill Book Company.
- Kirk-Othmer. (1998). *Encylopedia of Chemical Technology, 4th edition.* USA: John Wiley and Sons Co.

- Kusnarjo. (2010). *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: ITS Press.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, 3<sup>rd</sup> edition, volume 1*. United State of America: Gulf Professional Publishing.
- Mifbakhuddin. (2010). Pengaruh Ketebalan Karbon Aktif Sebagai Media Filter Terhadap Penurunan Kesadahan Air Sumur Artetis. *Jurnal Eksplanasi*, 5,5.
- MSDS. (2010). *Material Safety Data Sheet Glucose Syrup*. Australia: Sugar Australia Pty Limited.
- MSDS. (2013). *Material Safety Data Sheet Charcoal, Activated, Aquarium MSDS*. Houston: Sciencelab.com, Inc.
- MSDS. (2013). *Material Safety Data Sheet Hydrochloric and MSDS*. Houston: Sciencelab.com.
- Perry, G. (2008). *Perry's Chemical Engineers' handbook, 8<sup>th</sup> edition*. New York: McGraw-Hill Companies.
- Peter, M.S; & Timmerhous. (1991). *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill Companies.
- Richana, N., Lestari, P., Chilmijati, N., & Widowati, N. (1999). Karakterisasi Bahan Berpati (Tapioka, Garut, dan Sagu) dan Pemanfataannya Menjadi Glukosa Cair. *Jurnal Prosiding PATPI*.
- Richana, N., Suarni. (2007). Teknologi Pengolahan Jagung. *Jurnal Balai Besar Penelitian dan Pengembangan Pascapanen*.
- Rochani, S. (2007). *Bercocok Tanam Jagung*. Jakarta: Azka Press.

- Shenck, H. (1992). *Starch Hydrolisis Products: Worldwide Technology Production and Application*. New York: VCH.
- Suarni. (2009). Prospek Pemanfaatan Tepung Jagung Untuk Kue Kering. *Jurnal Litbang Pertanian*.
- Tjokroadikoesomo. (1993). *HFS and Industri Ubi Kayu Lainnya*. Jakarta: Gramedia Pustaka Utama.
- Uhlig, H. (1998). *Industrial Enzymes and Their Applications*. United States of America: John Wiley and Sons.
- Ulrich, H. (1998). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Willey and Sons.
- Winarno. (1995). *Enzim Pangan*. Jakarta: Gramedia Pustaka Utama.

## APPENDIKS A

### Perhitungan Neraca Massa

Kapasitas produksi = 27000 ton/thn  
= 81,818 ton/hari  
= 3409,091 kg/jam

(330 hari kerja, 24 jam operasi)

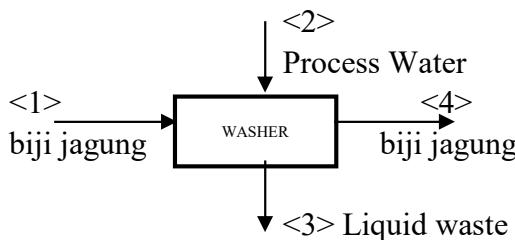
Komposisi jagung yang digunakan (per 100 gram bahan) :

Komponen	Kadar (%)
air	9,8
abu	1,2
protein	6,9
serat kasar	2,6
lemak	3,2
pati	76,3
Total	100,000

Berikut ini adalah perhitungan neraca massa :

#### 1. WASHER

Fungsi : Mencuci biji jagung yang akan diproses



Basis 3290

Air pencuci yang digunakan 250% dari biji jagung yang masuk

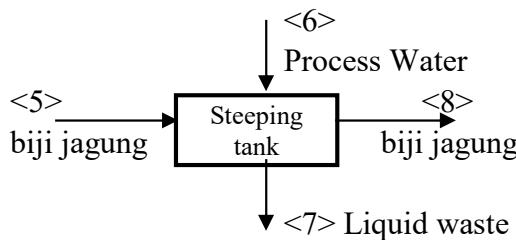
Asumsi : 1 % proces water ikut masuk ke aliran <4>,

impurities berupa serat sehingga tidak hilang pada washer

Komp.	Masuk				Keluar			
	<1>		<2>		<3>		<4>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,10	322,40	1,00	8224,5	1,00	8142,3	0,12	404,65
abu	0,01	39,48	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	39,48
protein	0,07	227,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,07	227,00
serat kasar	0,03	85,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	85,53
lemak	0,03	105,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	105,27
pati	0,76	2510,1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,74	2510,1
Total	1,00	3289,8	1,00	8224,5	1,00	8142	1,00	3372,0
	11514,311				11514,311			

## 2. STEEPING TANK

fungsi : melunakkan biji jagung



air proses yg digunakan 180% dari jumlah biji jagung

kadar air jagung menjadi 45%

Komp.	Masuk				Keluar			
	<5>		<6>		<7>		<8>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,120	404,65	1,00	6069,7	1,000	3338	0,51	3136,0
abu	0,012	39,48	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	39,48

protein	0,067	227,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	227,00
serat	0,025	85,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	85,53
lemak	0,031	105,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	105,27
pati	0,744	2510,1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,41	2510,1
Total	1,00	3372,0	1,00	6069,7	1,00	3338	1,00	6103,4
		9441,735				9441,735		

### 3. MILLING

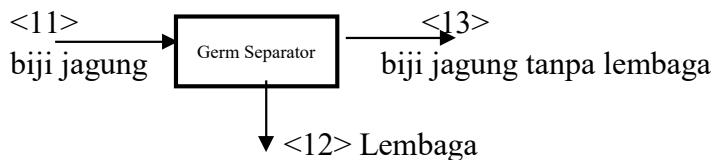


fungsi : menghancurkan biji jagung

Komponen	Masuk		keluar	
	<9>		<10>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,51	3136,0	0,51	3136,0
abu	0,01	39,48	0,01	39,48
protein	0,04	227,00	0,04	227,00
serat	0,01	85,53	0,01	85,53
lemak	0,02	105,27	0,02	105,27
pati	0,42	2510,1	0,42	2510,1
Total	1,00	6103,4	1,00	6103,4
	6103,407		6103,407	

## 4. GERM SEPARATOR

fungsi : memisahkan biji jagung dengan lembaganya

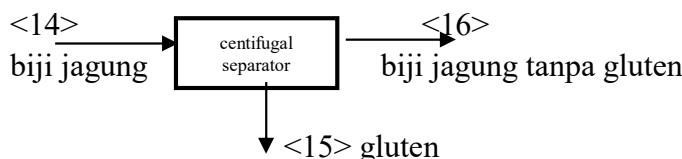


komponen	Masuk		keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,51	3136,0	0,00	0,00	0,540	3136
abu	0,01	39,48	0,01	4,15	0,006	35,33
protein	0,04	227,00	0,14	41,77	0,032	185,2
serat	0,01	85,53	0,03	7,53	0,013	78,01
lemak	0,02	105,27	0,12	34,95	0,012	70,32
pati	0,42	2510,1	0,70	208,34	0,396	2302
Total	1,00	6103,4	1,00	296,73	1,000	5807
	6103,407		6103,407			

## 5. CENTRIFUGAL SEPARATOR

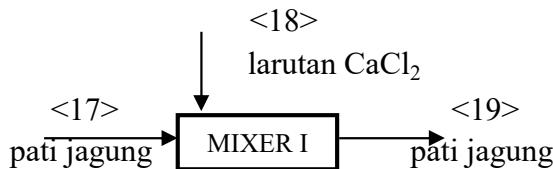
fungsi : memisahkan biji jagung dengan gluten

70% terpisah dengan biji jagung



komponen	Masuk		keluar			
	<14>		<15>		<16>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,540	3136,0	0,00	0,00	0,552	3136
abu	0,006	35,33	0,00	0,00	0,006	35,33
protein	0,032	185,23	1,00	129,66	0,010	55,57
serat	0,013	78,01	0,00	0,00	0,014	78,01
lemak	0,012	70,32	0,00	0,00	0,012	70,32
pati	0,396	2301,8	0,00	0,00	0,405	2302
Total	1,000	5806,7	1,00	129,66	1,00	5677
	5806,677		5806,677			

## 6. TANGKI PENCAMPUR I (MIXER I)



- Ketentuan :
1. pH : 6
  2. Konsentrasi Pati : 30-35% bahan kering
  3. Kandungan  $\text{Ca}^{2+}$  : maksimal 100 ppm untuk Optitherm
  4. Dosis Enzim : 0,5 - 0,8 L per ton pati  
(Uhlig, 1998)

Untuk perencanaan ini dipilih :

1. pH : 6
2. Konsentrasi pati : 0,350
3. Kandungan  $\text{Ca}^{2+}$  : 70 ppm

Sehingga :

1. Dosis enzim  $\alpha$ -amylase

$$\alpha\text{-amylase} = (0,6 \text{ L enzim} / 1000 \text{ kg pati}) \times \text{pati yang masuk ke mixer}$$

$$\alpha\text{-amylase} = 0,6 \times 1,05 \times 10^{-3} \times 2301,78 \text{ kg}$$

$$\alpha\text{-amylase} = 1,450 \text{ kg}$$

2. Penambahan  $\text{Ca}^{2+}$ , dilakukan untuk menstabilkan kinerja enzim, sebanyak :

$$\text{Kebutuhan } \text{Ca}^{2+} = 70 \text{ ppm} = 0,0001$$



Dalam proses digunakan  $\text{CaCl}_2$  1 M, maka kebutuhan  $\text{CaCl}_2$  :

$$\text{ppm} = \frac{w}{w + wo} \times 10^{+6} \quad \text{dimana :} \quad \begin{array}{l} w : \text{massa solute } (\text{Ca}^{2+}) \\ wo : \text{massa solvent (air)} \end{array}$$

$$w = \frac{\text{ppm} \times wo}{10^{+6} - \text{ppm}}$$

$$w = \frac{70 \times 3136,005}{10^{+6} - 70}$$

$$w = 0,22 \text{ kg}$$

Maka kgmol  $\text{Ca}^{2+}$  :

$$\text{kgmol} = \frac{w}{\text{BM Ca}^{2+}} = \frac{0,220}{40,080} = 0,005477$$

Banyaknya  $\text{CaCl}_2$  (kg) dalam larutan yang ditambahkan :

$$\text{Mol CaCl}_2 = 0,005 \text{ mol ion Ca}^{2+}$$

$$\text{Mol CaCl}_2 = 0,005477 \text{ kgmol}$$

$$\text{Massa CaCl}_2 \text{ yang ditambahkan} = \text{mol CaCl}_2 \times \text{BM CaCl}_2$$

$$\text{Massa CaCl}_2 \text{ yang ditambahkan} = 0,0055 \times 110,980$$

Massa CaCl<sub>2</sub> yang ditambahkan = 0,608 kg

Volume CaCl<sub>2</sub> 1M yang dibutuhkan:

$$M = \frac{gmol}{V}$$

$$1 = \frac{5,477}{V}$$

$$V = 5,477 \text{ L}$$

Banyaknya larutan CaCl<sub>2</sub> 1M yang ditambahkan:

$$\rho_{CaCl_2} = 2,15 \text{ kg/L} \quad (\text{perry 8th ed., 1984})$$

$$V_{\text{pel}} = V_{\text{lar}} - V_{CaCl_2}$$

$$= 5,48 - 0,282$$

$$= 5,195 \text{ kg}$$

$$\rho_{\text{pelarut}} = 995,647 \text{ g/L}$$

$$\text{Banyaknya air dalam larutan} = \text{massa pel} - \text{massa CaCl}_2$$

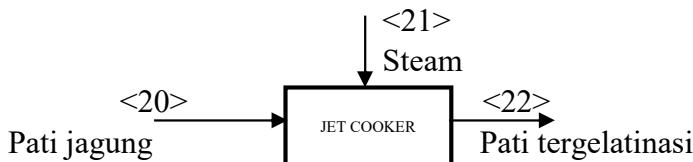
$$CaCl_2 \text{ 1M yang ditambahkan} = 5,172 - 0,608$$

$$= 3,144 \text{ kg}$$

Komponen	Masuk				keluar	
	<17>		<18>		<19>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,552	3136,0	0,84	3,14	0,553	3139
abu	0,006	35,33	0,00	0,00	0,006	35,33
protein	0,010	55,57	0,00	0,00	0,010	55,57
serat	0,014	78,01	0,00	0,00	0,014	78,01
lemak	0,012	70,32	0,00	0,00	0,012	70,32
pati	0,405	2301,8	0,00	0,00	0,405	2302
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,16	0,61	0,000	0,61
Total	1,00	5677,0	1,00	3,75	1,00	5681
	5680,769				5680,769	

## 7. JET COOKER

Fungsi : Memanaskan pati jagung agar tergelatinasi



Suhu pati yang telah tergelatinasi = 105-107 °C  
keluar jet cooker

Waktu kontak antara pati dengan steam pada jet cooker = 5-10 menit (Uhlig, 1998)

Untuk perencanaan ditetapkan T = 105 °C dan waktu kontak keluar 7,5 menit

Asumsi Suhu bubur biji jagu = 30 °C

Pemanasan dilakukan dengan penambahan saturated steam, kondisi :

Tekanan (P) = 3,57 atm

Suhu (T) = 140 °C

Ketika steam berkontak dengan bahan dan terjadi gelatinasi, seluruh massa steam

dianggap berubah menjadi liquid. Dari perhitungan neraca energi, didapatkan massa

steam yang dibutuhkan sebesar = 565,564 kg

komponen	Masuk				keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,553	3139,1	0,00	0,00	0,552	3705
abu	0,006	35,33	0,00	0,00	0,006	35,33
protein	0,010	55,57	0,00	0,00	0,009	55,57

serat	0,014	78,01	0,00	0,00	0,012	78,01
lemak	0,012	70,32	0,00	0,00	0,011	70,32
pati	0,405	2301,8	0,00	0,00	0,369	2302
CaCl <sub>2</sub>	0,000	0,61	0,00	0,00	0,001	0,61
steam	0,00	0	1,00	565,56	0,000	0,00
Total	1,00	5680,8	1,00	565,56	1,00	6246
		6246,33			6246,33	

## 8. REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : tempat konversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amylase

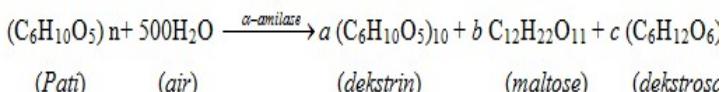


Ketentuan :

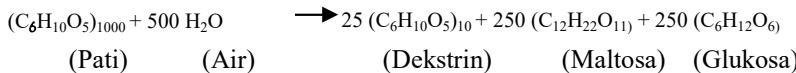
- Temperatur maksimum reaksi = 90-95 °C
- Waktu tinggal dalam reaktor = 2 - 3 jam
- Konversi Pati menjadi Dekstrin = 8 - 16 %
- Dosis enzim  $\alpha$ -amylase (Optitherm) = 0.75 L/ton pati
- pH = 6,000  
(Uhlig, 1998)

- > Diasumsikan dari mixing tank hingga reaktor dekstrinasi pH konstan 6 karena tidak terjadi penambahan apapun serta peran Ca<sup>2+</sup> yang berfungsi sebagai *stabilizer* enzim.

Reaksi konversi yang terjadi :



Maka reaksi yang terjadi:



Untuk perencanaan dipilih : Konversi = 0,12  
 Waktu tinggal = 3 jam  
 Temperatur reaksi = 95 °C

$$\text{Berat Molekul Pati} = 162,14 \times 1000 = 162140 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Berat Molekul Dekstrin} = 162,14 \times 10 = 1621,4 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Berat Molekul Maltosa} = 342,297 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Berat Molekul Dekstrosa} = 180,156 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Berat Molekul H}_2\text{O} = 18,015 \text{ kg/kmol}$$

Mol pati yang masuk :

$$= \frac{\text{massa pati}}{\text{BM pati}} = \frac{2301,78}{162140} = 0,01 \text{ kgmol}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O yang masuk} = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} = \frac{3704,7}{18,015} = 205,646 \text{ kgmol}$$

Mol pati yang terkonversi :

$$= 0,120 \times 0,014 = 0,0017 \text{ kgmol}$$

Stoikiometri :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000} + 500 H_2O \xrightarrow{} 25 (C_6H_{10}O_5)_{10} + 250 (C_{12}H_{22}O_{11}) + 250 (C_6H_{12}O_6)$					
mula-mula	0,014	205,646			
reaksi	0,001704	0,8518	0,043	0,426	0,426
akhir	0,01249	204,794	0,043	0,426	0,426

Dekstrin yang terbentuk :

$$= \text{mol} \times \text{BM dekstrin}$$

dekstrin

$$= 0,043 \times 1621,4$$

$$= 69,053 \text{ kg}$$

Maltosa yang terbentuk :

$$\begin{aligned} &= \text{mol} \quad \times \text{BM maltosa} \\ &\quad \text{maltosa} \\ &= 0,426 \quad \times 342,297 \\ &= 145,780 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Dekstrosa yang terbentuk :

$$\begin{aligned} &= \text{mol} \quad \times \text{BM dekstrosa} \\ &\quad \text{dekstrosa} \\ &= 0,426 \quad \times 180,156 \\ &= 76,726 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Sisa pati yang tidak terkonversi :

$$\begin{aligned} &= \text{mol pati} \quad \times \text{BM pati} \\ &\quad \text{tersisa} \\ &= 0,01249 \quad \times 162140 \\ &= 2025,57 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O yang tersisa:

$$\begin{aligned} &= \text{mol H}_2\text{O yang} \quad \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &\quad \text{tersisa} \\ &= 204,794 \quad \times 18,015 \\ &= 3689,37 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan enzim α-amilase (Optitherm L-420)

ρ enzim α-amilase (Bacillus Licheniformis) = 1,040 kg/L

Dosis penambahan enzim = 0,75 kg/ton pati

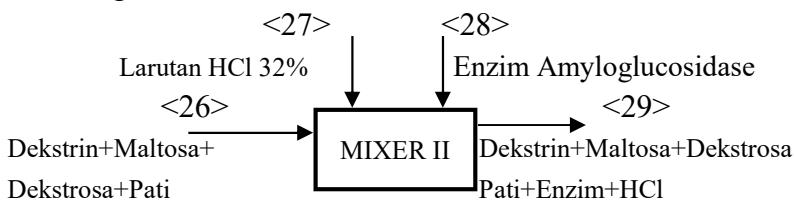
$$\begin{aligned} \text{massa enzim } \alpha\text{-amilase} &= \text{dosis enzim} \quad \times \text{massa pati} \\ &= 0,75 \quad \times 2,30 \\ &= 1,726 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk		Konsu msi	Gener asi	Keluar			
	<23>				<25>			
	x	m (kg)			x	m (kg)		
air	0,59	3705	15,34	0,00	0,59	3689		

abu	0,01	35,33	0,00	0,00	0,01	35,33
protein	0,01	55,57	0,00	0,00	0,01	55,57
serat kasar	0,01	78,01	0,00	0,00	0,01	78,01
lemak	0,01	70,32	0,00	0,00	0,01	70,32
pati	0,37	2302	276,21	0,00	0,32	2026
cacl2	0,00	0,61	0,00	0,00	0,00	0,61
Total	1,00	6246				
<12>						
$\alpha$ -amylase	1,00	1,73	0,00	0,00	0,00	1,73
Total	1,00	1,73				
Maltosa	0,00	0,00	0,00	145,8	0,02	145,8
Dekstrin	0,00	0,00	0,00	69,05	0,01	69,05
Dekstrosa	0,00	0,00	0,00	76,73	0,01	76,73
Total	1,00	6248			1,00	6248

## 9. TANGKI PENCAMPUR II (MIXER II)

Fungsi : Tempat pencampuran Dekstrin+Maltosa+Dekstrosa+Pati dengan HCl



- Ketentuan :
1. pH : 4,0 - 4,5
  2. Dosis Enzim : 0,6 - 0,7 L Optidex-L 300 per ton pati

(Uhlig, 1998)

Untuk perencanaan ini dipilih :

1. pH : 4,5
2. Dosis enzim AMG jenis : 0,65 L enzim per 1 ton pati Optidex-L 300

$$\text{Densitas AMG} = 1,15 \text{ kg/L} : 0,75 \text{ kg enzim per 1 ton p.}$$

Menghitung dosis enzim Amyloglucosidase (Optidex-L 300) yang digunakan :

$$\text{AMG} = 0,75 \text{ kg enzim / 1000 kg pati} \times \text{pati yang masuk ke mixer}$$

$$\text{AMG} = 0,00075 \times 2025,57$$

$$\text{AMG} = 1,519 \text{ kg}$$

Perhitungan Volume campuran untuk menghitung kebutuhan HCl

Komponen	Massa (kg)	Densitas (kg/L)	Volume (L)	
air	3689,37	1,00	3689,37	tabel 2-120, hal 2-124
abu	35,33	1,65	21,41	jurnal
protein	55,57	1,30	72,18	
serat kasar	78,01	1,40	55,72	Tabel 2-120, hal. 2-124
lemak	70,32	0,80	87,90	Tabel 2-120, hal. 2-124
pati	2025,57	1,50	1350,38	geankoplis
CaCl <sub>2</sub>	0,61	2,15	0,28	Tabel 2-1, hal. 2-11
α-amylase	1,73	1,04	1,66	jurnal
maltosa	145,78	1,54	94,66	Tabel 2-2, hal. 2-40
dekstrosa	76,73	1,54	49,69	Tabel 2-2, hal. 2-38
Dekstrin	69,05	1,04	66,53	Tabel 2-2, hal. 2-34
AMG	1,52	1,15	1,32	jurnal
Total	6249,580		5491,111	

(Perry edisi 6, 1984), (Geankoplis, 1993)

$$\text{BM HCl} = 36,461$$

$$\rho \text{ HCl} = 1,268 \text{ kg/L}$$

Ditentukan untuk perencanaan ini, pH sebesar = 4,5  
pH masuk ke tangki pencampur = 6

$$\text{pH} = \log [\text{H}^+]$$

$$6 = \log [\text{H}^+]$$

$$\text{maka } [\text{H}^+] = 0,00000100 \text{ kmol/L}$$

Untuk pH = 4,5 maka  $[\text{H}^+] = 0,00003162 \text{ kmol/L}$

$[\text{H}^+]$  yang perlu ditambahkan :

$$[\text{H}^+] = [\text{H}^+] \text{ pada pH 4,5} - [\text{H}^+] \text{ pada pH 6}$$

$$[\text{H}^+] = 0,000032 - 0,000001$$

$$[\text{H}^+] = 0,000031 \text{ kmol/L}$$

HCl yang diperlukan (dalam mol) :

$$\text{HCl} = [\text{H}^+] \times \text{Volume total campuran}$$

$$\text{HCl} = 0,00003 \times 5491,1$$

$$\text{HCl} = 0,168 \text{ kmol}$$

Maka HCl yang ditambahkan (dalam kg) :

$$\text{HCl} = \text{kmol HCl} \times \text{BM HCl}$$

$$\text{HCl} = 0,168 \times 36,461$$

$$\text{HCl} = 6,131 \text{ kg}$$

Digunakan HCl 32%, sehingga total massa larutan HCl yang dibutuhkan :

$$\text{HCl} = \frac{1,00}{0,32} \times 6,131$$

$$\text{HCl} = 19,159 \text{ kg}$$

Menghitung air dalam larutan HCl 32% :

$$\text{Air} = \frac{68\% \text{ air dalam larutan}}{1,000} \times \text{massa total larutan}$$

$$\text{Air} = \frac{0,68}{1,00} \times 19,16$$

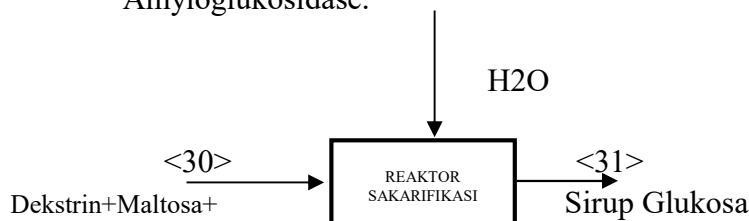
$$\text{Air} = 13,028 \text{ kg}$$

Komponer	Masuk						Keluar	
	<26>		<27>		<28>		<29>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,59	3689,4	0,68	13,03	0,00	0,00	0,59	3702,4
abu	0,01	35,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	35,33
protein	0,01	55,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	55,57
serat kasar	0,01	78,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	78,01
lemak	0,01	70,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	70,32
pati	0,32	2025,6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,32	2025,6
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,61	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,61
α-amylase	0,00	1,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,73
maltosa	0,02	145,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	145,78
dekstrosa	0,01	76,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	76,73
Dekstrin	0,01	69,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	69,05
HCl	0,00	0,00	0,32	6,13	0,00	0,00	0,00	6,13
AMG	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,52	0,00	1,52
Total	1,00	6248,1	1,00	19,16	1,00	1,52	1,00	6268,7
			6268,739				6268,739	

## 10. REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan α-1,4 dan α-1,6

Pada sisa pati dari reaksi 1 dengan hidrolisa enzim Amyloglukosidase.



Ketentuan :

$$\text{Waktu Reaksi} = 48 - 72 \text{ jam}$$

pH optimum = 4 - 4,5

Temperatur optimum reaksi = 60 °C

Konversi (Dextrose equivalent) = 97 - 98 %

Sirup yang dihasilkan mengandung :

Glukosa = 96% atau lebih

Disakarida (Maltosa dan isomaltosa) = 2 - 3 %

Gula yang lebih tinggi = 1 - 2 %

(Uhlig, 1998)

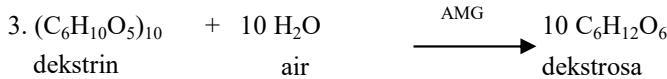
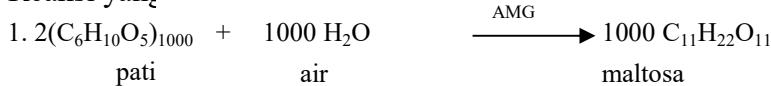
Untuk perencanaan dipilih :

$$\text{pH} = 4,5$$

Waktu = 64 jam

Konversi Pati menjadi Gula = 0,980

## Reaksi yang



$$\text{BM H}_2\text{O} = 18,015 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Maltosa} = 342,296 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Pati} = 162140 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Dekstrin} = 1621,4 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180,156 \text{ kg/kmol}$$

Perhitungan hidrolisa menjadi Glukosa oleh enzim AMG jenis Optidex-L 300

$$\text{konversi reaksi I} = 3\% \text{ dari } 98\% = 0,029 \text{ kmol}$$

$$\text{konversi reaksi II} = 97\% \text{ dari } 98\% = 0,951 \text{ kmol}$$

$$\text{mol pati yang masuk} = \frac{\text{massa pati}}{\text{BM}} = \frac{2025,57}{162140} = 0,01 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O yang masuk} = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM}} = \frac{3702,4}{18,015} = 206 \text{ kmol}$$

$$\text{pati yang terkonversi di} = 0,03 \times 0,01 = 0,00 \text{ kmol}$$

$$\text{pati yang terkonversi di} = 0,95 \times 0,01 = 0,012 \text{ kmol}$$

Reaksi I :

	$2(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	+ 1000 H <sub>2</sub> O	$\xrightarrow{\text{AMG}}$	1000 C <sub>11</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>
	(pati)	(air)		(maltosa)
mula-mula	0,012	205,5		
reaksi	0,00037	0,184		0,184
akhir	0,0121	205,3		0,184

maltosa Terbentuk :

$$\begin{aligned} \text{maltosa} &= \text{mol maltosa} \times \text{BM maltosa} \\ \text{maltosa} &= 0,184 \times 342,30 = 62,860 \text{ kg} \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O dibutuhkan untuk reaksi 2:

$$\text{H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 205,334 \times 18,016 = 3699,29 \text{ kg}$$

Pati sisa :

$$\begin{aligned} \text{pati sisa} &= \text{mol pati sisa} \times \text{BM pati} \\ \text{pati sisa} &= 0,0121 \times 162140 = 1966 \text{ kg} \end{aligned}$$

> Reaksi 2:

	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	+ 1000 H <sub>2</sub> O	$\longrightarrow$	1000 C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
	pati	air		dekstrosa
mula-mul:	0,012	205,3		
reaksi	0,012	11,9		11,88

$$0,0002 \quad 193,5 \quad 11,88$$

Dekstrosa Terbentuk :

$$\begin{aligned} \text{Dekstrosa} &= \text{mol dekstrosa} \times \text{BM dekstrosa} \\ \text{dekstrosa} &= 11,876 \times 180,16 = 2139,45 \text{ kg} \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$  dibutuhkan untuk reaksi 3 :

$$\text{H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 193,458 \times 18,015 = 3485,15 \text{ kg}$$

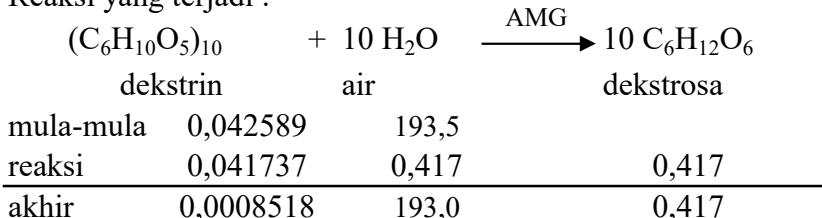
$$\begin{aligned} \text{Pati yang tersisa} & \text{ mol pati} \times \text{BM pati} \\ &= 0,00025 \times 162140 = 40,511 \text{ kg} \end{aligned}$$

> Perubahan dekstrin menjadi dekstrosa

$$\begin{aligned} \text{mol dekstrin} &= \frac{\text{massa dekstrin}}{\text{BM dekstrin}} = \frac{69,1}{1621} = 0,04 \text{ kmol} \\ \text{yang masuk} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dekstrin yang} &= 0,98 \times 0,043 = 0,04 \text{ kmol} \\ \text{terkonversi} & \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi :



Dekstrosa terbentuk dari reaksi 3:

$$\begin{aligned} \text{dekstrosa} &= \text{mol dekstrosa} \times \text{BM dekstrosa} \\ \text{dekstrosa} &= 0,417 \times 180,16 = 75,192 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari ketiga Reaksi di atas :

H<sub>2</sub>O sisa:

$$\text{H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 193,041 \times 18,015 = 3477,63 \text{ kg}$$

Dekstrosa total terbentuk :

$$\text{dekstrosa total} = \text{reaksi 3} + \text{reaksi 2}$$

$$\text{dekstrosa total} = 75,192 + 2139,45 = 2215 \text{ kg}$$

Maltosa terbentuk :

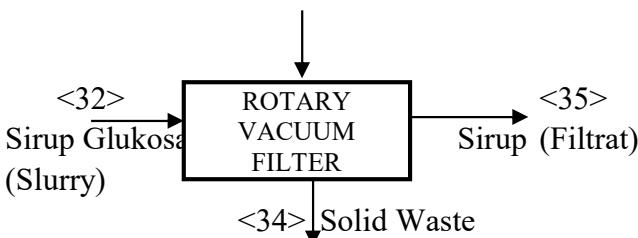
$$\text{Maltosa terbentuk} = 62,860 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin yang tersisa} &= \text{mol dekstrin yang tersisa} + \text{BM dekstrin} \\ &= 0,0008518 + 1621,4 = 1,38 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk		Konsumsi	Generasi	Keluar			
	<30>				<31>			
	x	m (kg)			x	m (kg)		
air	0,59	3702	224,77	0,00	0,55	3478		
abu	0,01	35,33	0,00	0,00	0,01	35,33		
protein	0,01	55,57	0,00	0,00	0,01	55,57		
serat kasar	0,01	78,01	0,00	0,00	0,01	78,01		
lemak	0,01	70,32	0,00	0,00	0,01	70,32		
pati	0,32	2026	1985,05	0,00	0,01	40,51		
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,61	0,00	0,00	0,00	0,61		
α-amylase	0,00	1,73	0,00	0,00	0,00	1,73		
maltosa	0,02	145,8	0,00	62,86	0,03	208,6		
dekstrosa	0,01	76,73	0,00	2214,65	0,37	2291		
dekstrin	0,01	69,05	67,67	0,00	0,00	1,38		
HCl	0,00	6,13	0,00	0,00	0,00	6,13		
AMG	0,00	1,52	0,00	0,00	0,00	1,52		
Total	1,00	6269			1,00	6269		

## 11. ROTARY VACUUM FILTER

Fungsi : Memisahkan filtrat dari bahan yang tidak larut  
<33> Process Water



Asumsi :

- > Filtrat yang terkandung = 0,05 berat dalam cake
- > kandungan air pada cake = 0,5 berat coulson 5th ed.
- > cake yang terkandung dalam filtrat = 0,05 berat
- > Kebutuhan air pencuci = 0,25 berat dari filtrat

(Hugot, 1972)

Sirup glukosa pada aliran <34> terdiri atas :

dianggap zat terlarut menjadi filtrat		Dianggap menjadi cake	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
abu	35,33	Pati	40,51
protein	55,57	Dekstrin	1,38
Lemak	70,32	$\alpha$ -amylase	1,73
serat	78,01	AMG	1,52
$\text{CaCl}_2$	0,61		
maltosa	208,64		
dekstrosa	2291,37		
HCl	6,13		
Total (kg)	2745,98	Total (kg)	43,62

> massa filtrat yang terikut dalam cake atau aliran <34>

massa abu yg terikut  
dalam cake            0,05 x 35,3 = 1,8 kg

massa abu yg keluar    35,33 - 1,8 = 33,6 kg

massa protein yg  
terikut dalam cake    0,05 x 55,6 = 2,8 kg

massa protein yg keluar 55,57 - 2,8 = 52,8 kg

massa lemak yg  
terikut dalam cake    0,05 x 70,3 = 3,5 kg

massa lemak keluar    70,32 - 3,5 = 66,8 kg

massa serat yg  
terikut dalam cake    0,05 x 78,0 = 3,9 kg

massa serat keluar    78,01 - 3,9 = 74,1 kg

massa CaCl<sub>2</sub> yg  
terikut dalam cake    0,050 x 0,6 = 0,0 kg

massa CaCl<sub>2</sub> keluar    0,608 - 0,0 = 0,6 kg

massa maltosa yg  
terikut dalam cake    0,050 x 209 = 10,4 kg

massa maltosa yg  
keluar                208,6 - 10,4 = 198 kg

massa dekstrosa  
yang terikut dalam    0,050 x 2291 = 115 kg

massa dekstrosa  
yang keluar            2291 - 115 = 2177 kg

massa HCl yg  
terikut dalam cake    0,050 x 6,1 = 0,3 kg

massa HCl yg keluar 6,131 - 0,3 = 5,8 kg

> massa cake yang terikut dalam filtrat atau aliran <35>

massa pati yg  
terikut dalam cake    0,05 x 40,5 = 2,0 kg

massa pati yg keluar	40,51	-	2,0	=	38,5	kg
massa dekstrin yg terikut dalam cake	0,050	x	1,4	=	0,1	kg
massa dekstrin yg keluar	1,381	-	0,1	=	1,3	kg
massa $\alpha$ -amilase yg terikut dalam cake	0,050	x	1,7	=	0,1	kg
massa $\alpha$ -amilase yg keluar	1,726	-	0,1	=	1,6	kg
massa AMG yg terikut dalam cake	0,050	x	1,5	=	0,1	kg
massa AMG yg keluar	1,519	-	0,1	=	1,4	kg

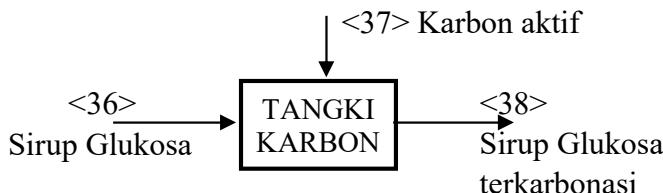
- > kebutuhan air pencuci pada proses ini adalah maka, massa air yang masuk =  $0,25 \times 2652 = 34,9$  kg  
 maka, massa air yang masuk =  $3512,5$  kg
- > Kandungan moisture content pada cake atau Maka air yang keluar pada aliran <35> =  $0,50 \times 139,6 = 69,8$  kg  
 Sehingga air yang keluar pada aliran =  $3443 - 69,8 = 3373$  kg

Komponen	Masuk				Keluar			
	<32>		<33>		<34>		<35>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,55	3478	1,00	34,89	0,33	69,8	0,56	3443
abu	0,01	35,33	0,00	0,00	0,01	1,77	0,01	33,57
protein	0,01	55,57	0,00	0,00	0,01	2,78	0,01	52,79
serat kasar	0,01	78,01	0,00	0,00	0,02	3,90	0,01	74,11

lemak	0,01	70,32	0,00	0,00	0,02	3,52	0,01	66,81
pati	0,01	40,51	0,00	0,00	0,01	2,03	0,01	38,49
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,61	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,58
alfa-amilase	0,00	1,73	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	1,64
maltosa	0,03	208,6	0,00	0,00	0,05	10,43	0,03	198,21
dekstrosa	0,37	2291	0,00	0,00	0,55	114,6	0,36	2177
dekstrin	0,00	1,38	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	1,31
HCl	0,00	6,13	0,00	0,00	0,00	0,31	0,00	5,82
AMG	0,00	1,52	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00	1,44
Total	1,00	6269	1,00	34,89	1,00	209	1,00	6094
		6303,641				6303,641		

## 12. TANGKI KARBONASI

Fungsi : Menjernihkan warna sirup (pemucatan warna - *bleaching*)



$$\text{Karbon aktif yang digunakan} = 0,001 \text{ bahan kering gula dalam larutan}$$

(Tjokroadikoesoemo, page 35, 1991)

Dalam aliran <36>, komponen sirup glukosa yang dianggap solid adalah pati, dekstrin, AMG dan  $\alpha$ -amilase. Komponen sisanya dianggap sebagai zat terlarut. Komp. *Dry solid*

$$= 42,881 \text{ kg}$$

Karbon aktif yang dibutuhkan untuk *bleaching* :

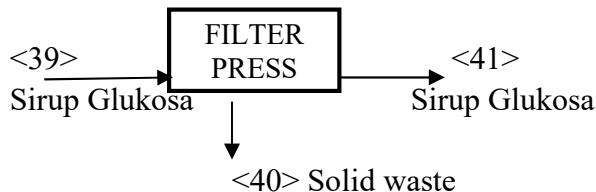
Karbon aktif = 0,00 x bahan kering gula dalam larutan

$$\text{Karbon aktif} = 0,00 \times 42,9 \text{ kg} = 0,04 \text{ kg}$$

Komponen	Masuk				Keluar	
	<36>		<37>		<38>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,56	3443	0,00	0,00	0,56	3443
abu	0,01	33,57	0,00	0,00	0,01	33,6
protein	0,01	52,79	0,00	0,00	0,01	52,8
serat kasar	0,01	74,11	0,00	0,00	0,01	74,11
lemak	0,01	66,81	0,00	0,00	0,01	66,81
pati	0,01	38,49	0,00	0,00	0,01	38,5
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,58	0,00	0,00	0,00	0,58
alfa-amilase	0,00	1,64	0,00	0,00	0,00	1,64
maltosa	0,03	198,2	0,00	0,00	0,03	198,2
dekstrosa	0,36	2177	0,00	0,00	0,36	2177
dekstrin	0,00	1,31	0,00	0,00	0,00	1,31
HCl	0,00	5,82	0,00	0,00	0,00	5,82
AMG	0,00	1,44	0,00	0,00	0,00	1,44
Karbon aktif	0,00	0,00	1,00	0,04	0,00	0,04
Total	1,00	6094	1,00	0,04	1,00	6094
	6094,35				6094,35	

### 13. FILTER PRESS

Fungsi Memisahkan inert yang terdapat dalam sirup Glukos



Asumsi > Filtrat yang terikut Cake 0,05 Berat  
 > cake yang terkandung dalam filtrat 0,05 Berat  
 > kandungan air pada cake 0,5 Berat  
 > Diasumsikan filtrat yang terikut dalam cake hanya 5%, sehingga tidak dibutuhkan proses washing (Hugot, 1972).

Sirup Glukosa pada aliran <39> terdiri atas :

cake		Filtrat	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Pati	38,49	Air	3442,7
$\alpha$ -amylase	1,64	CaCl <sub>2</sub>	0,58
Dekstrin	1,31	HCl	5,82
AMG	1,44	dekstrin	1,31
Karbon aktif	0,04	Maltosa	198,21
		dekstrosa	2176,80
		abu	33,57
		protein	52,79
		Lemak	66,81
		serat	74,11
Total	270,19	Total	3648,66

- > Karena pati dan karbon aktif tidak larut, maka pati dan karbon aktif 100% akan tertinggal pada *filter press* dan menjadi *cake*.
- > Massa cake yang terikut pada filtrat atau aliran <40> :  
 Massa Dekstrin yang terikut 0,05 x 1,312 = 0,07 kg dalam filtrat  
 Massa Dekstrin pada aliran <40> 1,31 - 0,07 = 1,25 kg

Massa $\alpha$ -amilase yang terikut dalam filtrat	0,05	x	1,64	=	0,08	kg
Massa $\alpha$ -amilase pada aliran <40>	1,64	-	0,08	=	1,56	kg
Massa AMG yang terikut dalam filtrat	0,05	x	1,44	=	0,07	kg
Massa AMG pada aliran <40>	1,44	-	0,07	=	1,37	kg
Massa pati pada aliran <40>			38,5	kg		
Massa karbon aktif pada aliran <40>	0,04	kg				

massa cake yang terikut dalam filtrat atau aliran <41>						
massa abu yg terikut dalam cake	0,05	x	33,6	=	1,68	kg
massa abu yg keluar	33,6	-	1,68	=	31,89	kg
massa protein yg terikut dalam cake	0,05	x	52,8	=	2,64	kg
massa protein yg keluar	52,8	-	2,64	=	50,15	kg
massa lemak yg terikut dalam cake	0,05	x	66,81	=	3,34	kg
massa lemak yg keluar	66,8	-	3,34	=	63,5	kg
massa serat yg terikut dalam cake	0,05	x	74,11	=	3,71	kg
massa serat yg keluar	74,1	-	3,71	=	70,4	kg
massa $\text{CaCl}_2$ yg terikut dalam cake	0,05	x	0,58	=	0,03	kg
massa $\text{CaCl}_2$ yg keluar	0,58	-	0,03	=	0,55	kg
massa maltosa yg terikut dalam cake	0,05	x	198,2	=	9,91	kg
massa maltosa yg keluar	198	-	9,91	=	188,3	kg

massa dekstrosa yg terikut dalam cake	0,05	x	2177	=	108,8	kg
massa dekstrosa yg keluar	2177	-	109	=	2068	kg
massa HCl yg terikut dalam cake	0,05	x	5,82	=	0,29	kg
massa HCl yg keluar	5,82	-	0,29	=	5,53	kg

Kandungan moisture content pada cake atau

$$= 0,5 \times \text{massa} = 0,5 \times 170,5 = 85,2 \text{ kg}$$

Maka air yang keluar pada aliran <41> = 85,2 kg  
 Sehingga air yang keluar pada aliran <41> atau filtrat

$$3443 - 85,2 = 3357 \text{ kg}$$

Komponen	Masuk		Keluar			
	<39>		<40>		<41>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,56	3443	0,33	85,2	0,58	3357
abu	0,01	33,6	0,01	1,7	0,01	31,9
protein	0,01	52,8	0,01	2,6	0,01	50,2
serat kasar	0,01	74,1	0,01	3,7	0,01	70,4
lemak	0,01	66,8	0,01	3,3	0,01	63,5
pati	0,01	38,5	0,15	38,5	0,00	0,0
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,6	0,00	0,0	0,00	0,5
alfa-amilase	0,00	1,6	0,01	1,6	0,00	0,1
maltosa	0,03	198,2	0,04	9,9	0,03	188,3
dekstrosa	0,36	2177	0,42	109	0,35	2068
dekstrin	0,00	1,3	0,00	1,2	0,00	0,1
HCl	0,00	5,8	0,00	0,3	0,00	5,5
AMG	0,00	1,4	0,01	1,4	0,00	0,1
Karbon aktif	0,00	0,0	0,00	0,0	0,00	0,0

Total	1,00	6094	1,00	258	1,00	5836
	6094,3				6094,3	

### 13. KATION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan ion  $\text{Ca}^{2+}$  yang terlarut



**Asumsi** : Seluruh  $\text{Ca}^{2+}$  terlarut diikat oleh resin (efisiensi 100%)

Massa  $\text{CaCl}_2$  dalam larutan yang masuk ke Cation Exchanger  
= 0,549 kg

Massa  $\text{Ca}^{2+}$  dalam Sirup Glukosa masuk Cation Exchanger :

$$\text{Ca}^{2+} \text{ dalam larutan} = \frac{\text{BM Ca}^{2+}}{\text{BM CaCl}_2} \times \text{Massa CaCl}_2$$

$$\text{Ca}^{2+} \text{ dalam larutan} = \frac{40,080}{111,080} \times 0,549$$

$$\text{Ca}^{2+} \text{ dalam larutan} = 0,198 \text{ kg}$$

Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan kation oleh resin :



Menghitung banyaknya  $\text{Ca}^{2+}$  yang diikat oleh resin :

$$\text{Mol ekivalen Ca}^{2+} = \frac{\text{Massa Ca}^{2+}}{\text{BM Ca / n}} = \frac{0,198}{40,8 / 2}$$

$$\text{Mol ekivalen Ca}^{2+} = 0,00988 \text{ kmol.ekivalen}$$

Menghitung banyaknya  $\text{H}^+$  yang dilepaskan oleh resin :

$$\text{Mol ekivalen H}^+ = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+}$$

$$\frac{\text{Massa H}^+}{\text{BM H / n}} = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+}$$

$$\text{Massa H}^+ = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+} \times \text{HCl / n}$$

$$\text{Massa H}^+ = 0,00988 \times (1,008 / 1)$$

$$\text{Massa H}^+ = 0,00996 \text{ kg}$$

$$\text{Mol ekivalen HCl terbentuk} = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+}$$

$$\frac{\text{Massa HCl}}{\text{BM HCl / n}} = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+}$$

$$\text{Massa HCl} = \text{Mol ekivalen Ca}^{2+} \times \text{HCl / n}$$

$$\text{Massa HCl} = 0,010 \times 36,5 / 1$$

$$\text{Massa HCl} = 0,360 \text{ kg}$$

Pada aliran <42> terdapat HCl sebanyak = 2067,96 kg

Maka HCl total = HCl pada filtrat + HCl terbentuk

$$= 5,53 + 0,36$$

$$= 5,89 \text{ kg}$$

Komponen	Masuk		Keluar	
	<42>		<43>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,58	3357,5	0,58	3357
abu	0,01	31,89	0,01	32
protein	0,01	50,15	0,01	50
serat kasar	0,01	70,40	0,01	70
lemak	0,01	63,47	0,01	63
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,55	0,00	0,00
alfa-amilase	0,00	0,08	0,00	0,08
maltosa	0,03	188,3	0,03	188
dekstrosa	0,35	2068,0	0,35	2068
dekstrin	0,00	0,07	0,00	0,07

HCl	0,00	5,53	0,00	5,89
AMG	0,00	0,07	0,00	0,07
Ca <sup>2+</sup> dalam resin	0,00	0,00	0,00	0,20
H <sup>+</sup> dari resin	0,00	0,01	0,00	0,00
Total	1,00	5836,0	1,00	5836

## 15. ANION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan ion Cl<sup>-</sup> yang terlarut



**Asumsi :** Seluruh Cl<sup>-</sup> terlarut diikat oleh resin (efisiensi 100%)

Massa HCl dalam larutan yang masuk Anion Exchanger

$$= 5,89 \text{ kg}$$

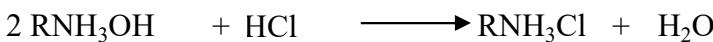
Massa Cl<sup>-</sup> dalam Sirup Glukosa masuk Anion Exchanger :

$$\text{Cl}^- \text{ dalam larutan} = \frac{\text{BM Cl}^-}{\text{BM HCl}} \times \text{Massa HCl}$$

$$\text{Cl}^- \text{ dalam larutan} = \frac{35,450}{36,458} \times 5,893$$

$$\text{Cl}^- \text{ dalam larutan} = 5,730 \text{ kg}$$

Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan anion oleh resin :



Menghitung banyaknya Cl<sup>-</sup> yang diikat :

$$\text{Mol ekivalen Cl}^- = \frac{\text{Massa Cl}^-}{\text{BM Cl} / n}$$

$$\text{Mol ekivalen } \text{Cl}^- = \frac{5,730}{35,45 / 1}$$

$$\text{Mol ekivalen } \text{Cl}^- = 0,162 \text{ kmol.ekival}$$

Menghitung banyaknya  $\text{OH}^-$  yang dilepaskan oleh resin :

$$\text{Mol ekivalen } \text{OH}^- = \text{Mol ekivalen } \text{Cl}^-$$

$$\frac{\text{Massa } \text{OH}^-}{\text{BM } \text{OH} / n} = \text{Mol ekivalen } \text{Cl}^-$$

$$\text{Massa } \text{OH}^- = \frac{\text{Mol}}{\text{ekivalen}} \times \text{BM } \text{OH} / n$$

$$\text{Massa } \text{OH}^- = 0,162 \times (17.008 / 1) = 2,75 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol ekivalen } \text{H}_2\text{O} &= \text{Mol ekivalen } \text{Cl}^- \\ \text{terbentuk} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{Massa } \text{H}_2\text{O}}{\text{BM } \text{H}_2\text{O} / n} = \text{Mol ekivalen } \text{Cl}^-$$

$$\text{Massa } \text{H}_2\text{O} = \text{Mol ekivalen } \text{Cl}^- \times \text{BM } \text{H}_2\text{O} / n$$

$$\text{Massa } \text{H}_2\text{O} = 0,162 \times 18.016 / 1 = 2,91 \text{ kg}$$

Pada aliran <44> terdapat  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak = 3357,493 kg

Maka  $\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O}$  pada filtrat +  $\text{H}_2\text{O}$  terbentuk

$$= 3357,49 + 2,912$$

$$= 3360,41 \text{ kg}$$

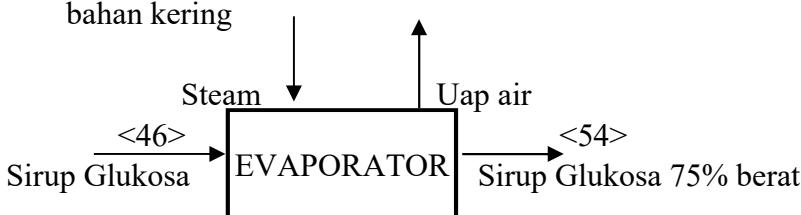
Komponen	Masuk		Keluar	
	<44>		<45>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
air	0,58	3357	0,58	3360
abu	0,01	31,89	0,01	31,89

protein	0,01	50,15	0,01	50,15
serat kasar	0,01	70,40	0,01	70,40
lemak	0,01	63,47	0,01	63,47
alfa-amilase	0,00	0,08	0,00	0,08
maltosa	0,03	188,3	0,03	188,3
dekstrosa	0,35	2068	0,35	2068
dekstrin	0,00	0,07	0,00	0,07
HCl	0,00	5,89	0,00	0,00
AMG	0,00	0,07	0,00	0,07
OH <sup>-</sup> dari resin	0,00	2,75	0,00	0,00
Cl <sup>-</sup> dalam resin	0,00	0,00	0,00	5,73
Total	1,00	5839	1,00	5839

## 16. EVAPORATOR

Fungsi : Memekatkan sirup Glukosa sampai 75%

bahan kering



Untuk perencanaan ini dipilih *Tripple Effect Evaporator*.

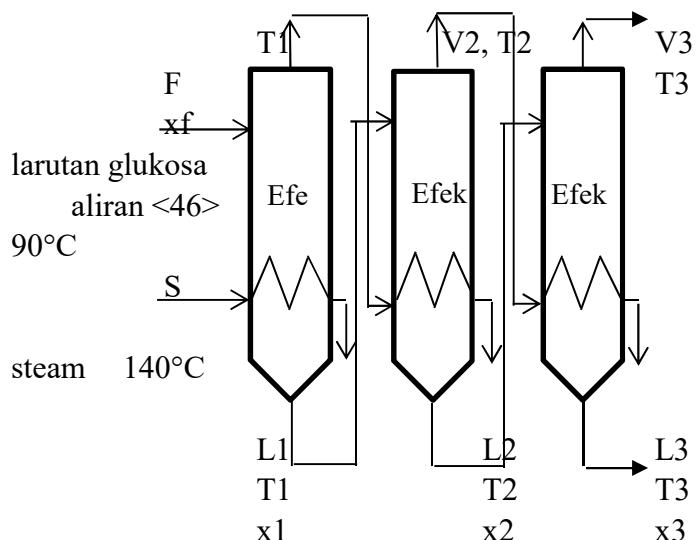
Total komponen yang masuk pada aliran masuk

Komponen	Masuk	
	<46>	
	x	m (kg)
air	0,58	3357,49
abu	0,01	31,89
protein		50,15
serat kasar	0,01	70,40
lemak	0,01	63,47

alfa-amilase	0,00	0,08
maltosa	0,03	188,30
dekstrosa	0,35	2067,96
dekstrin	0,00	0,07
AMG	0,00	0,07

Kemudian untuk impuritis merupakan jumlah antara abu, AMG, alfa-amilase protein, lemak, serat dan desktrin.  
Sehingga komponen aliran <46> menjadi :

komponen	m (kg)	x	dari tabel di samping maka	= 2472 kg
Air	3357	0,58		
Dekstrosa	2068	0,35		
Maltosa	188,3	0,03		
Impuritis	216,1	0,04		
total	5830	1,00		
				= 3357 kg



Maka fraksi bahan kering masuk ( $x_f$ ) :

$$x_f = \frac{\text{massa bahan kering}}{\text{total massa masuk}} = \frac{2472}{5830} = 0,42$$

Neraca Massa total di Evaporator :  $V_1 + V_2 + V_3$

$$\begin{aligned} F &= L_3 + V_2 + V_3 \\ 5830 &= L_3 + \dots \dots \dots \quad (i) \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen Total :

- > Tidak ada bahan kering dalam V ( $x_V = 0$ )
- >  $x_L$  adalah konsentrasi akhir Sirup Glukosa, yaitu 75%

$$\begin{aligned} F \cdot x_f &= L \cdot x_L \quad L + V \cdot x_V \\ 5830 \times 0,42 &= 0,75 \quad L + 0,00 \\ 2472,39 &= 0,750 \\ L &= 3296,52 \quad \text{kg} \quad \dots \dots \dots \quad (ii) \end{aligned}$$

Jumlah air yang diuapkan L

$$\begin{aligned} V &= 5830 - 3297 \\ V &= 2533 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Jumlah air dalam produk :

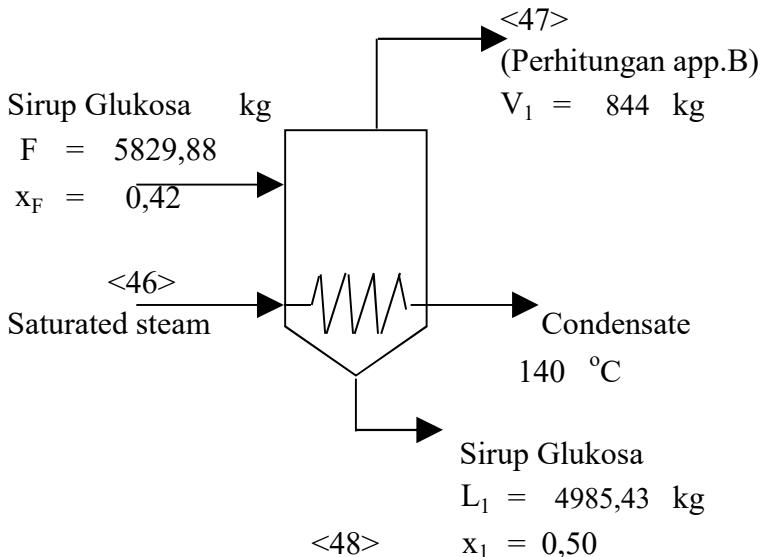
= Air masuk	- Jumlah air diuapkan
= 3357,49	- 2533,4
= 824,129 kg	

Komponen	Masuk		Keluar	
	<46>		<47>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
Air	0,58	3357	0,14	824,1
Dekstrosa	0,35	2068	0,35	2068
Maltosa	0,03	188,3	0,03	188,3
Impuritis	0,04	216,1	0,04	216,1
uap air	0,00	0,00	0,43	2533
Total	1,00	5830	1,00	5830

Untuk perencanaan digunakan Triple Effect Evaporator

1) Evaporator efek I (V-330)

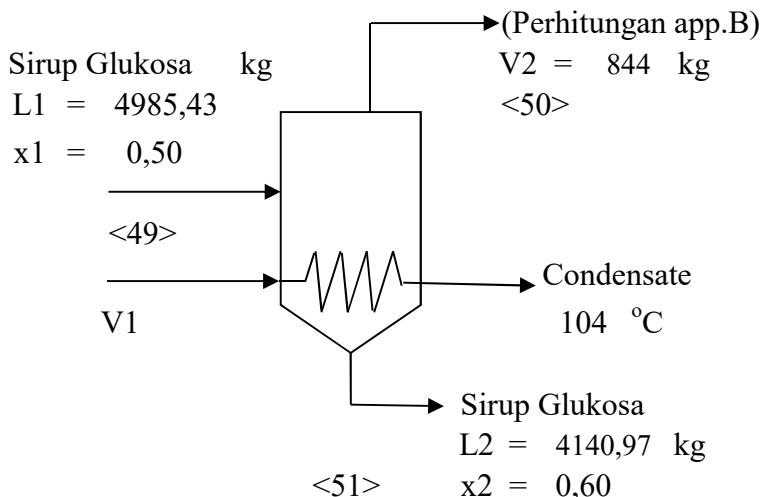
Neraca massa :



NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK I			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <46>		a. Aliran <47>	
Air	3357,5	uap air	844,45
dektrosa	2068,0	b. Aliran <48>	
Maltosa	188,3	Air	2513,0
impuritis	216,1	dekstrosa	2068,0
Total <46>	5829,9	Maltosa	188,3
		impuritis	216,1
		Total <48>	4985,4
<b>Total</b>	<b>5829,9</b>	<b>Total</b>	<b>5829,9</b>

## Evaporator efek II (V-340)

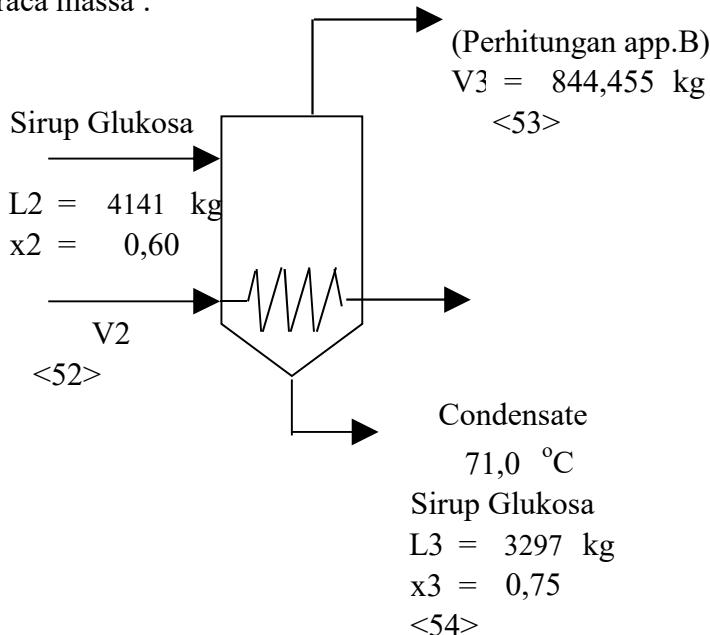
Neraca massa :



NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK II			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <49>		a. Aliran <50>	
Air	2513,04	uap air	844,45
dekstrosa	2068,0	b. Aliran <51>	
Maltosa	188,30	Air	1668,58
impuritis	216,13	dekstrosa	2067,96
Total <49>	4985,4	Maltosa	188,30
		impuritis	216,13
		Total <51>	4140,97
<b>Total</b>	<b>4985,4</b>	<b>Total</b>	<b>4985,4</b>

3) Evaporator efek III (V-350)

Neraca massa :



NERACA MASSA EVAPORATOR EFEK III			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <52>		a. Aliran <53>	
Air	1668,58	uap air	844,45
dektrosa	2068,0	b. Aliran <54>	
Maltosa	188,30	Air	824,13
impuritis	216,13	dektrosa	2067,96
Total <52>	4140,97	Maltosa	188,30
		impuritis	216,13
		Total <54>	3296,52
<b>Total</b>	<b>4141,0</b>	<b>Total</b>	<b>4141,0</b>

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Suhu Referensi = 25 °C = 298 K

Basis Waktu = 1 jam

Asumsi

- tidak ada akumulasi energi (steady state)
- Q loss pada peralatan = 5-10%

Diketahui data kapasitas panas (Cp) :

#### \* Cp air

Suhu (°C)	30	45	60	70	80	90	95	105
Suhu (K)	303	318	333	343	353	363	368	378
Cp(kJ/kg.K)	4,18	4,18	4,19	4,19	4,2	4,21	4,21	4,23

(Geankoplis A.2-5)

#### \*Cp Glukosa

sehingga harga Cp glukosa untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	0	20	30	60	70	0	80	95
Suhu (K)	273	293	303	333	343	273	353	368
Cp (kal/g.C)	0,277	0,300	0,312	0,346	0,358	0,340	0,369	0,386
Cp (kJ/kg.C)	1,159	1,255	1,303	1,448	1,496	1,424	1,544	1,616
Cp (kJ/kg.K)	1,159	1,255	1,303	1,448	1,496	1,424	1,544	1,616

(Perry's, 2-154)

#### \*Cp Enzim

Cp Enzim dihitung berdasarkan pendekatan berat molekul (BM)

Cp = k(BM)a      (*Himmelblau edisi kelima, hal 384, 1982*)

Untuk harga konstanta k dan a adalah :

$$k = 0,59$$

$$a = -0$$

BM enzim bernilai 12000-120000 dan le(Fessenden jilid II)

Diasumsikan BM enzim merupakan nilai tengah

dari kisaran 12000-120000

$$BM = 7E+04$$

$$\begin{aligned} Cp_{enzim} &= k(BM)a \\ &= 0.587 \times (66000) - 0.0135 \\ &= 1 \text{ kkal/k} = 2 \text{ kJ/kgC} = 2 \text{ KJ/kgK} \end{aligned}$$

### \*Cp Maltosa

Cp (kkal/kg.C)	0,32
Cp (kJ/kg.C)	1,34
Cp (kJ/kg.k)	1,34

(Perry's, 2-154)

### \*Cp Pati

Cp (kJ/kg.C)	1,75
Cp (kJ/kg.k)	1,75

### \*Cp Lemak

$$Cp = 1984 + 1,47 t - 0 t^2$$

$$\int Cp = (1984,2(t-tref)) + ((1,4733/2)(t^2-tref^2)) - ((0,0048/3)(t^3-tref^3))$$

sehingga harga Cp lemak untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303,2	273,2	333,2	343,2	358,2	368,2	378,2
Cp (J/kgK)	10105	-50040	71318	91914	1E+05	1E+05	2E+05
Cp (kJ/kg.K)	10,11	-50	71,32	91,91	123	143,7	164,6

(Onita, 2005)

### \* Cp CaCl<sub>2</sub>

$$BM \text{ CaCl}_2 = 111 \text{ g/gmol}$$

$$Cp (\text{kal/mol} = 16.9 + 0.00386T$$

$$\int Cp (\text{kal/mol} = (16.9(T-Tref)) + ((0.00386/2)(T^2-Tref^2)))$$

sehingga harga Cp CaCl<sub>2</sub> untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	368	378
p (kal/mol.k)	90,3	-450	634	816	1090	1273	1456

Cp (kal/g.K)	0,81	-4,1	5,71	7,35	9,82	11,5	13,1
Cp (kJ/kg.K)	3,4	-17	23,9	30,8	41,1	48	54,9

(Perry's, 2-151)

### \*Cp Dekstrin

$$Cp \text{ (kal/g.}^{\circ}\text{C)} = 0,291 + 0,00096t$$

$$\int Cp \text{ (kal/g.}^{\circ}\text{)} = (0,291(t-tref)) + ((0,00096/2)(t^2-tref^2))$$

sehingga harga Cp dekstrin untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	368	378
Cp (kal/g.C)	1,59	-7,6	11,6	15,1	20,6	24,4	28,3
Cp (kJ/kg.C)	6,64	-32	48,6	63,4	86,3	102	118
Cp (kJ/kg.K)	6,64	-32	48,6	63,4	86,3	102	118

(Perry's, 2-154)

### \*Cp HCl

$$BM HCl = 36,5 \text{ g/gmol}$$

$$Cp \text{ (kal/mol)} = 6,7 + 0,00084T$$

$$\int Cp \text{ (kal/mol)} = (6,7(T-Tref)) + ((0,00084/2)(T^2-Tref^2))$$

sehingga harga Cp HCl untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	378
p (kal/mol.k)	34,8	-173	244	314	419	559
Cp (kal/g.K)	0,95	-4,8	6,69	8,6	11,5	15,3
Cp (kJ/kg.K)	3,99	-20	28	36	48	64,1

(Perry's, 2-151)

### \*Carbon aktif

$$BM C = \#$$

$$A = 1,77$$

$$B = 0$$

$$D = -86700$$

$$R = 8,31$$

$$(Cp/R = A+BT+DT-2$$

$$\int Cp = 1,771(T-Tref) + 0,00077/2(T^2-Tref^2) - 86700/-1(T-1-Tref-1)$$

sehingga harga Cp karbon aktif untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	378
p (kJ/kmol.K)	43,4	-193	332	438	605	840
Cp (kJ/kg.K)	3,62	-16	27,7	36,5	50,4	70

(Smith van Ness, C.2)

### \*Cp Protein

$$Cp = 2008 + 1,21 t - 0 t^2$$

$$\int C_f = (2008,2(t-tref)) + ((1,2089/2)(t^2-tref^2)) - ((0,00131/3)(t^3-tref^3))$$

sehingga harga Cp protein untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	368	378
Cp (J/kg.K)	10202	-50576	71998	92810	1E+05	1E+05	2E+05
Cp (kJ/kg.K)	10,2	-51	72	92,8	124	145	166

(Onita, 2005)

### \*Cp Serat

$$Cp = 1846 + 1,93 t - 0 t^2$$

$$\int C_f = (1845,9(t-tref)) + ((1,9306/2)(t^2-tref^2)) - ((0,00465/3)(t^3-tref^3))$$

sehingga harga Cp serat untuk berbagai suhu :

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	368	378
Cp (J/kg.K)	9477	-46727	67168	86685	1E+05	1E+05	2E+05
Cp (kJ/kg.K)	9,48	-47	67,2	86,7	116	136	156

(Onita, 2005)

### \*Cp Impurities

$$Cp = 1093 + 1,89 t - 0 t^2$$

$$\int C_f = (1092,6(t-tref)) + ((1,8896/2)(t^2-tref^2)) - ((0,00368/3)(t^3-tref^3))$$

sehingga harga Cp abu untuk berbagai suhu :

(Onita, 2005)

Suhu (°C)	30	0	60	70	85	95	105
Suhu (K)	303	273	333	343	358	368	378
Cp (J/kg.K)	5709	#####	40806	52804	71057	83385	95832
Cp (kJ/kg.K)	5,71	-28	40,8	52,8	71,1	83,4	95,8

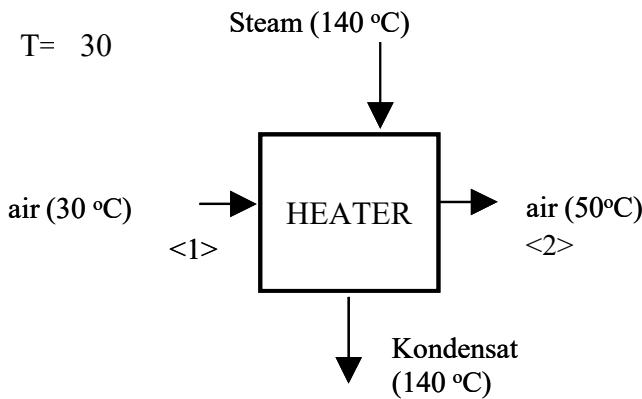
### \*Cp abu

$$\begin{aligned} \text{Cp} &= .2 \text{ kkal} \\ &= 1,01 \end{aligned}$$

## 1. HEATER

Fungsi : Memanaskan air proses yang akan digunakan untuk melunakkan biji jagung pada steeping tank

Kondisi operasi :



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <1>

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 303 - 298 \\ &= 5 \text{ °K} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/K)	T (K)	ΔH (kJ)
Air	6069,687	4,181	5	126886,8037
<b>Total</b>	<b>6069,687</b>			<b>126886,8037</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 323 - 298 \\ &= 25 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg)	T (K)	$\Delta H$ (kJ)
Air	6069,687	4,182	25	634585,7604
<b>Total</b>	<b>6069,687</b>			<b>634585,7604</b>

c. Menghitung kebutuhan steam

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 50 C dengan menggunakan steam saturated 140 C.

$$T_s = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 277,33 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_s = 361 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2734 \text{ kJ}$$

$$H_l = 589 \text{ kJ/kolis, A.2-9, hal 963)}$$

Persamaan neraca energi total

**Energi masuk :**

$$H<1> = 126887 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}H<2> &= H_v \times m \\ &= 2733,90 \text{ m kJ/kg}\end{aligned}$$

**Energi Keluar :**

$$H<3> = 634586 \text{ kJ} + H_{cond}$$

$$\begin{aligned}H_{cond} &= (m_s \times h_l) + (m_s \times c_p \times (T_s - T_{liq})) \\ &= 589 \text{ m} + 568,22 \text{ m} \\ &= 1157 \text{ m kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{loss} &= 5\% \times 2733,90 \text{ m kJ/kg} \\ &= 136,695 \text{ m kJ/kg}\end{aligned}$$

## Neraca energi

$$\begin{aligned}
 H <1> + H <2> &= H <3> + H_{\text{cond}} + Q_{\text{loss}} \\
 126887 + 2733,90 \text{ m} &= 634585,8 + 1157,35 \text{ m} + 136,695 \\
 1439,86 \text{ m} &= 507699 \\
 m &= 352,6 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

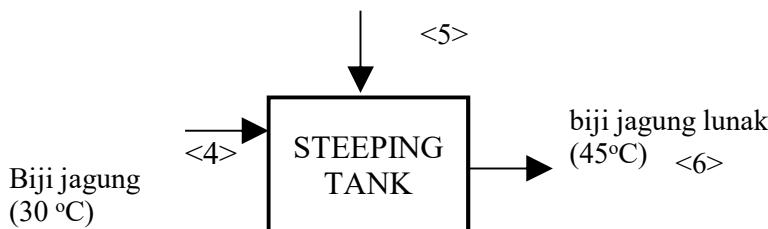
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <1>	126886,8	H <3>	634586
H <2>	963982,8	H <4>	408084,74
		Q loss	48199,142
<b>Total</b>	<b>1090870</b>	<b>Total</b>	<b>1090870</b>

## 2. STEEPING TANK

Fungsi : Melunakkan biji jagung

Kondisi operasi :  $T = 45^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <4>

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= 30 - 25 \\
 &= 303 - 298 \\
 &= 5 \text{ °K}
 \end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
Pati	2510,120	1,75	5	21963,54843
Air	404,646	4,181	5	8459,120243
Abu	39,478	1,0132056	5	199,9948198
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	226,996	10,20224567		2315,87
Serat kasar	85,535	9,477322838		810,64
Lemak	105,274	10,10537572		1063,83
<b>Total</b>	<b>3372,048</b>			<b>34813,00872</b>

Menghitung aliran <5>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 323 - 298 \\ &= 25 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>ΔT (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
air	6069,687	4,183666667	25	638647,70

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <6>

$$\begin{aligned}\Delta T &= 45 - 25 \\ &= 318 - 298 \\ &= 20 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
Pati	2510,120	10,105376	20	511118,9331
Air	3136,005	4,181	20	262232,7275
Abu	39,478	1,0132056	20	799,9792793
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	226,996	51,2904776		11642,75
Serat kasar	85,535	47,78787344		4087,53
Lemak	105,274	50,81118958		5349,08
<b>Total</b>	<b>6103,407</b>			<b>795231,0069</b>

Menghitung aliran <7>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 303 - 298 \\ &= 5 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
air	3338,328	4,181	5	71881,37

Q yang diserap biji jagung

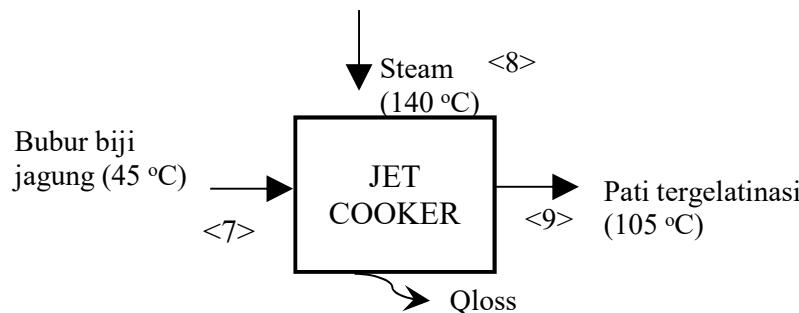
$$\begin{aligned}Q_{serap} &= \Delta H_{feed} - \Delta H_{produk} \\ &= 673460,70 - 867112,38 \\ &= -193651,6764 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <4>	34813,0	H <6>	795231
H <5>	638647,7	H <7>	71881,374
		Qserap	-193651,68
<b>Total</b>	<b>673461</b>	<b>Total</b>	<b>673461</b>

### 3. JET COOKER

Fungsi : Memanaskan bubur biji jagung agar tergelatinisasi

Kondisi operasi :  $T = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$   $P = 1 \text{ atm}$



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <7>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 318 - 298$$

$$= 20 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	2301,780	1,75	20	81166,51285
Air	3139,149	4,182	20	264527,6167
Abu	35,332	1,0132056	20	721,3513158
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)		$\Delta H$ (kJ)
Protein	55,569	40,97718868		2277,05
Serat kasar	78,008	38,15237235		2976,18
Lemak	21,380	40,59448987		867,91
CaCl2	0,608	3,404327185		2,07
<b>Total</b>	<b>5631,826</b>			<b>352538,6936</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <9>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 378 - 298$$

$$= 80 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	2301,780	1,75	80	322853,3997
Air	3139,149	4,199	80	1056480,15
Abu	35,332	1,0132056	80	2869,295681
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)		$\Delta H$ (kJ)
Protein	55,569	166,4425027		9249,00
Serat kasar	78,008	155,9406774		12164,59
Lemak	21,380	164,5696555		3518,50
CaCl2	0,608	54,90579086		33,38
<b>Total</b>	<b>5631,826</b>			<b>1407168,309</b>

c. Menghitung kebutuhan steam

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 105 C dengan menggunakan steam saturated 140 C.

$$T_s = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_s = 361 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2734 \text{ kJ}$$

$$H_l = 589 \text{ kJ} \quad (\text{Geankoplis, A.2-9, hal 963})$$

Persamaan neraca energi total

**Energi masuk :**

$$H<7> = 352538,69 \text{ kJ}$$

$$H<8> = H_v \times m$$

$$= 2733,90 \text{ m kJ/kg}$$

**Energi Keluar :**

$$H<9> = 1407168 \text{ kJ} + H_{cond}$$

$$H_{cond} = (m_s \times h_l) + (m_s \times c_p \times (T_s - T_{liq}))$$

$$= 589 \text{ m} + 147,91 \text{ m}$$

$$= 737 \text{ m kJ/kg}$$

$$Q_{loss} = 5\% \times 2733,90 \text{ m kJ/kg}$$

$$= 136,695 \text{ m kJ/kg}$$

**Neraca energi**

$$H<7> + H<8> = H<9> + cond + Q_{loss}$$

$$352539 + 2733,9 \text{ m} = 1407168 + 737,04 \text{ m} + 136,70$$

$$1860,2 \text{ m} = 1054630$$

$$\text{m} = 566,95 \text{ kg}$$

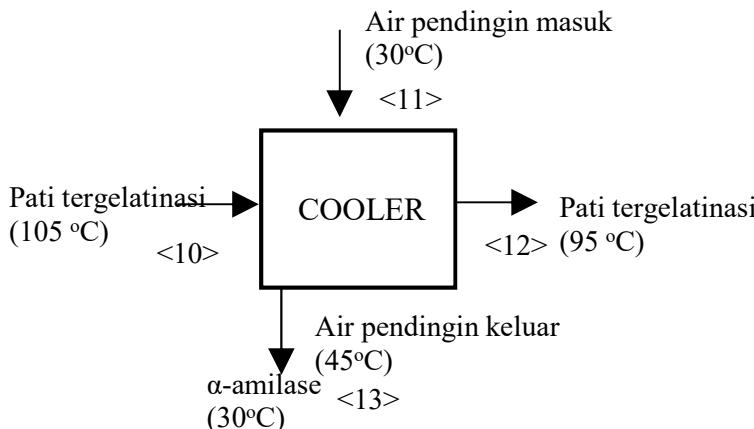
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <7>	352538,7	H <9>	1825037
H <8>	1549997,9	Q loss	77499,897
<b>Total</b>	<b>1902537</b>	<b>Total</b>	<b>1902537</b>

#### 4. TANGKI PENDINGIN

Fungsi : Menurunkan suhu pati yang telah tergelatinasi agar sesuai dengan suhu optimum enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi Opt T = 30 °C

P = 1 atm



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <9>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 378 - 298 \\ &= 80 \text{ °K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	ΔH (kJ)
Pati	2301,780	1,75	80	322853,3997
Air	3139,149	4,199	80	1056480,15

Abu	35,332	1,0132056	80	2869,295681
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	55,569	166,4425027		9249,00
Serat kasar	78,008	155,9406774		12164,59
Lemak	21,380	164,5696555		3518,50
CaCl2	0,608	54,90579086		33,38
<b>Total</b>	<b>5631,826</b>			<b>1407168,309</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <10>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 368 - 298 \\ &= 70 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
Pati	2301,780	1,75	70	282572,2519
Air	3139,149	4,214	70	927970,4496
Abu	35,332	1,0132056	70	2511,304953
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	55,569	145,2830021		8073,19
Serat kasar	78,008	136,016555		10610,35
Lemak	21,380	143,7348355		3073,05
CaCl2	0,608	47,99163548		29,17
<b>Total</b>	<b>5631,826</b>			<b>1234839,776</b>

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masu} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\text{Tref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Q yang diserap air pendingin

$$Q_{\text{serap}} = \Delta H_{\text{feed}} - \Delta H_{\text{produk}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1407168,3 - 1234839,776 \\
 &= 172328,5336 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 4,18 \times 5 \\
 &= 20,905 \text{ m kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{out} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 4,18 \times 20 \\
 &= 83,640 \text{ m kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{serap} &= \Delta H_{air\ pendingin\ keluar} - \Delta H_{air\ pendingin\ masuk} \\
 172328,53 &= 83,640 \text{ m kJ/kg} - 20,905 \text{ m kJ/kg} \\
 172328,53 &= 62,735 \text{ m kJ/kg} \\
 m &= 2746,928088 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{in} &= 57424,532 \text{ kJ} \\
 \Delta H_{out} &= 229753,07 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <10>	1407168,3	H <12>	1234839,8
$\Delta H <11>$	57424,5	$\Delta H <13>$	229753,07
<b>Total</b>	<b>1464593</b>	<b>Total</b>	<b>1464593</b>

## 5. REAKTOR LIQUIFIKASI

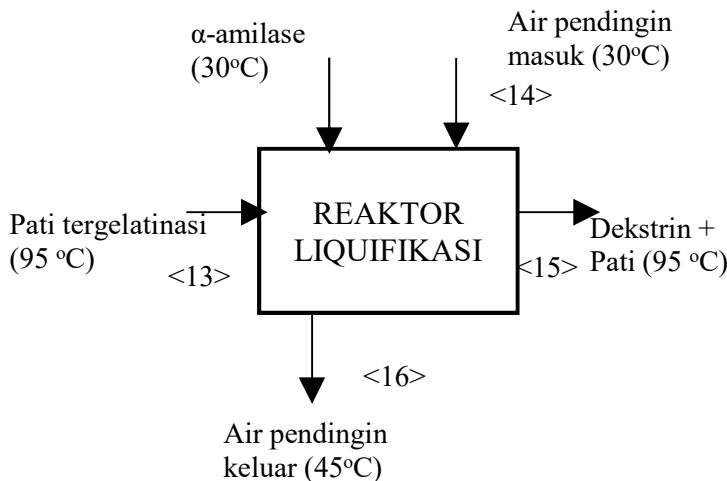
Fungsi : Mengkonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi ope T = 95 °C = 368 °K

P = 1 atm

t = 3 jam

pH = 6



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <13>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 368 - 298 \\ &= 70 \text{ °K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	ΔT (K)	ΔH (kJ)
Pati	2301,780	1,75	70	282572,2519
Air	3704,713	4,214	70	1095158,087
Abu	35,332	1,0132056	70	2511,304953
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	ΔH (kJ)	
Protein	55,569	145,2830021		8073,19
Serat kasar	78,008	136,016555		10610,35
Lemak	70,323	91,91429145		6463,67
CaCl <sub>2</sub>	0,608	30,76991143		18,70
<b>Total</b>	<b>6246,333</b>			<b>1405407,567</b>

Menghitung aliran <14>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 303 - 298$$

$$= 5 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
$\alpha$ -amilase	1,726	2,11429671	5	18,80

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <13>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 368 - 298$$

$$= 70 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	2025,566	1,75	70	248663,5817
Air	3689,369	4,214	70	1090622,001
Abu	35,332	1,0132056	70	2511,304953
$\alpha$ -amilase	1,726	2,1142967	70	256,0463925
maltosa	145,780	1,33888	70	13692,01282
dekstrosa	76,726	1,61607	70	8698,241252
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)	
Protein	55,569	145,2830021	8073,19	
Serat kasar	78,008	136,016555	10610,35	
Lemak	70,323	91,91429145	6463,67	
CaCl <sub>2</sub>	0,608	30,76991143	18,70	
deksrtin	69,053	102,097968	7050,21	
<b>Total</b>	<b>6248,061</b>		<b>1397396,4</b>	

c. Menghitung panas reaksi

$$\text{BM pati} = 162141 \text{ kg/kgmol}$$

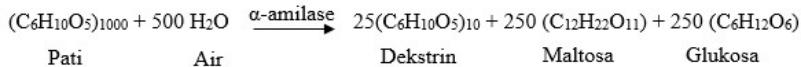
$$\text{BM dekstrin} = 1621,4 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{BM maltosa} = 342,3 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180,16 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{BM air} = 18,015 \text{ kg/kgmol}$$

Reaksi yang terjadi :



Konversi pati menjadi 12%

Dari appendiks A diperoleh:

Pati yang bereaksi = 0,001704 kmol

H<sub>2</sub>O yang bereaks = 0,8518 kmol

Dekstrosa yang ter = 0,1290 kmol

Maltosa yang terb = 0,426 kmol

Dekstrin yang terb = 0,043 kmol

Data Entalpi Pembakaran ( $\Delta H_{co}$ )

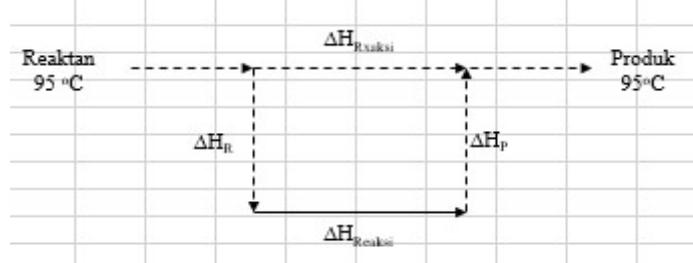
berdasarkan Hougen, Watson,dkk (1954, tabel 30) , adalah :

$\Delta H_{co} = -4177 \text{ kkal/kg} = -2833668212 \text{ kJ/kmol}$

$\Delta H_{co} = -4108 \text{ kkal/kg} = -27868587,54 \text{ kJ/kmol}$

$\Delta H_{co} = -1348,9 \text{ kkal/mol} = -5643797,6 \text{ kJ/kmol}$

$\Delta H_{co} = -673 \text{ kkal/mol} = -2815832 \text{ kJ/kmol}$



Perhitungan  $\Delta H_f^\circ$

Reaktan			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
Pati	0,001704	-2833668212	-4827295,273
H <sub>2</sub> O	0,851775	0	0
Total			-4827295,273

Produk			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
Dektrosa	0,129	-2815832	-363242,328
Maltosa	0,426	-5643797,6	-2403622,746
Dekstrin	0,043	-27868587,54	-1186888,256
Total			-3953753,33

$$\Delta H_{298} = \Delta H_c \text{ reaktan} - \Delta H_c \text{ produk}$$

$$= -873541,94 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_p = \Delta H \text{ dektrosa} + \Delta H \text{ maltosa} + \Delta H \text{ dekstrin} + \Delta H \text{ pati (sisa)} + \Delta H \text{ air(sisa)}$$

$$= 1368726,048 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_r = \Delta H \text{ pati} + \Delta H \text{ air}$$

$$= 1377730,34 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{Rx} = \Delta H_{298} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$= -882546,23 \text{ kJ}$$

$\Delta H_{Rx}$  negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut mengeluarkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan air pendingin untuk menstabilkan suhu operasi

#### d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masu} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= m \times 4,18 \times 5$$

$$= 20,905 \text{ m kJ/kg}$$

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= m \times 4,18 \times 20$$

$$= 83,640 \text{ m kJ/kg}$$

$$\Delta H \text{ bahan masuk} + \Delta H \text{ in} = \Delta H \text{ bahan keluar} + \Delta H \text{ Reaksi} + \Delta H \text{ out}$$

$$1405426 + 20,9 = 1397396,4 + -885458 + 83,64$$

$$893487,8331 = 62,735 \text{ m kJ/kg}$$

$$= 14242,254 \text{ kg}$$

Sehingga:

$$\Delta H \text{ in} = 297734,3294 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ out} = 1191222,163 \text{ kJ}$$

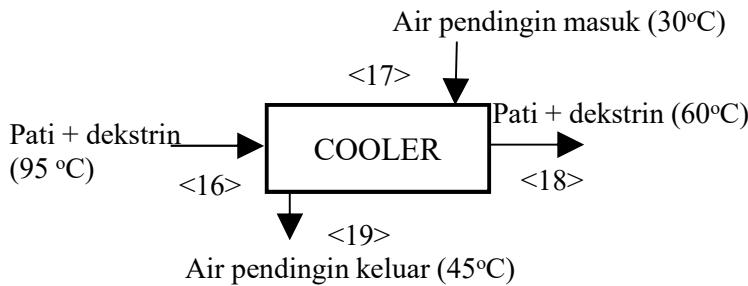
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <13>	1405426,4	H <15>	1397396,4
$\Delta H <14>$	297734,3	$\Delta H <16>$	1191222,2
		$\Delta H \text{ reaksi}$	-885457,87
<b>Total</b>	<b>1703161</b>	<b>Total</b>	<b>1703161</b>

## 6. COOLER

Fungsi : Menurunkan suhu larutan pati tergeatinasi dari 368 K menjadi 333 K

Kondisi operasi : T = 30 C

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



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <16>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 368 - 298 \\ &= 70 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kJ)</b>
Pati	2025,566	1,75	70	248663,5817
Air	3689,369	4,214	70	1090622,001
Abu	35,332	1,0132056	70	2511,304953
$\alpha$ -amilase	1,726	2,1142967	70	256,0463925
maltoza	145,780	1,33888	70	13692,01282
deksstosa	76,726	1,61607	70	8698,241252
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b><math>\Delta H</math> (kJ)</b>
Protein	55,569	145,2830021		8073,19
Serat kasar	78,008	136,016555		10610,35
Lemak	70,323	143,7348355		10107,84
CaCl <sub>2</sub>	0,608	47,99163548		29,17
deksrtin	69,053	102,097968		7050,21
<b>Total</b>	<b>6179,007</b>			<b>1400314,0</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <18>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 333 - 298 \\ &= 35 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kJ)</b>
Pati	2025,566	1,75	35	124597,6464
Air	3689,369	4,187	35	542975,6299
Abu	35,332	1,0132056	35	1258,337407
$\alpha$ -amilase	1,726	2,1142967	35	128,2969451
maltoza	145,780	1,447664	35	7418,072466
deksstosa	76,726	1,447664	35	3904,241823

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)
Protein	55,569	71,99754797	4000,81
Serat kasar	78,008	136,016555	10610,35
Lemak	70,323	71,31788032	5015,28
CaCl2	0,608	47,99163548	29,17
deksrtin	69,053	48,588792	3355,22
<b>Total</b>	<b>6179,007</b>		<b>703293,1</b>

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masu} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\text{Tref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{\text{feed}} - \Delta H_{\text{produk}} \\ &= 1400314,0 - 703293,0607 \\ &= 697020,8975 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 5 \\ &= 20,905 \text{ m kJ/ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 20 \\ &= 83,640 \text{ m kJ/ kg} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{serap}} = \Delta H_{\text{air pendingin keluar}} - \Delta H_{\text{air pendingin masuk}}$$

$$697020,9 = 83,640 \text{ m kJ/kg} - 20,905 \text{ m kJ/kg}$$

$$697020,9 = 62,735 \text{ m kJ/kg}$$

$$m = 11110,55866 \text{ kg}$$

Sehingga:

$$\Delta H_{\text{in}} = 232266,23 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{out} = 929287,13 \text{ kJ}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <16>	1400314,0	H <18>	703293,1
$\Delta H <17>$	232266,2	$\Delta H <19>$	929287,13
<b>Total</b>	<b>1632580</b>	<b>Total</b>	<b>1632580</b>

## 7. REAKTOR SAKARIFIKASI

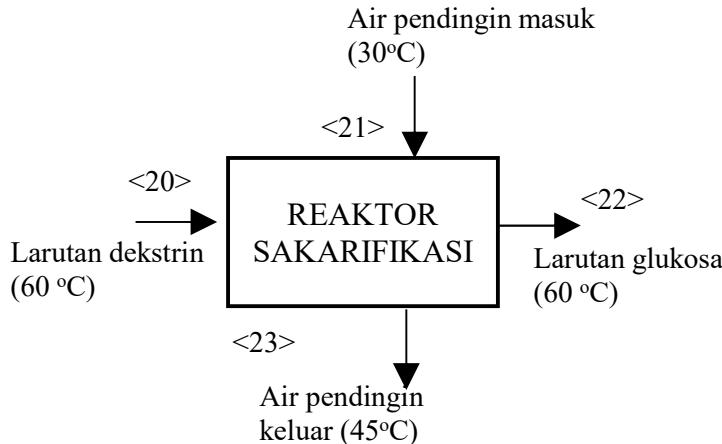
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan  $\alpha$ -1,4 dan  $\alpha$ -1,6 pada sisa pati dari reaksi 1 dengan hidrolisa enzim Amyloglukosidase.

Kondisi operasi  $T = 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$

$P = 1 \text{ atm}$

$t = 60 \text{ jam}$

pH = -4,5



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <20>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$\begin{aligned}
 &= 333 - 298 \\
 &= 35 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
Pati	2025,566	1,75	35	124597,6464
Air	3702,397	4,187	35	544893,0648
Abu	35,332	1,0132056	35	1258,337407
α-amilase	1,726	2,1142967	35	128,2969451
maltoza	145,780	1,33888	35	6860,645055
deksstosa	76,726	1,447664	35	3904,241823
AMG	1,519	2,1142967	35	112,9013117
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	55,569	71,99754797		4000,81
Serat kasar	78,008	67,16762614		5239,60
Lemak	70,323	71,31788032		5015,28
CaCl <sub>2</sub>	0,608	23,90668758		14,53
deksrtin	69,053	48,588792		3355,22
HCl	6,131	27,9744379		171,51
<b>Total</b>	<b>6268,739</b>			<b>699552,1</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <22>

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= T - T_{ref} \\
 &= 333 - 298 \\
 &= 35 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>	<b>T (K)</b>	<b>ΔH (kJ)</b>
Pati	40,511	1,75	35	2491,952929
Air	3477,632	4,187	35	511813,6474
Abu	35,332	1,0132056	35	1258,337407
α-amilase	1,726	2,1142967	35	128,2969451
maltoza	208,640	1,33888	35	9818,94656

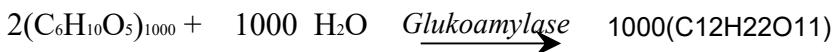
dekstosa	2291,371	1,447664	35	116597,3189
AMG	1,519	2,1142967	35	112,9013117
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kJ/kgK)</b>		<b>ΔH (kJ)</b>
Protein	55,569	71,99754797		4000,81
Serat kasar	78,008	67,16762614		5239,60
Lemak	70,323	71,31788032		5015,28
CaCl2	0,608	23,90668758		14,53
deksrtin	1,381	48,588792		67,10
HCl	6,131	27,9744379		171,51
<b>Total</b>	<b>6268,752</b>			<b>656730,2</b>

c. Menghitung panas reaksi

Konversi pati menjadi glukosa : 98%

antara lain : 97% menjadi glukosa  
3% menjadi maltosa

### Reaksi I :



### Reaksi II :



Catatan: Reaksi I berjalan terlebih dahulu kemudian dilanjutkan dengan Reaksi II

### Reaksi III :



$$\text{BM pati} = 162141 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM dekstrin} = 1621,4 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM maltosa} = 342,3 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180,16 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM air} = 18,015 \text{ kg/kgmol}$$

Data Entalpi Pembakaran ( $\Delta H_{\text{co}}$ ) berdasarkan

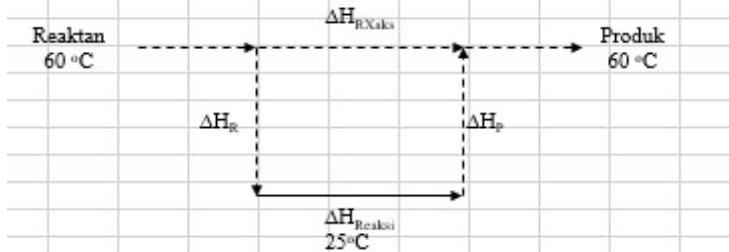
*Hougen, Watson, dkk (1954, tabel 30)*, adalah :

$$\Delta H_{\text{co}} \text{ pati} = -4177 \text{ kkal/k} = -2833668212 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{co}} \text{ dekstrin} = -4108 \text{ kkal/k} = -27868587,54 \text{ kJ/kmol}$$

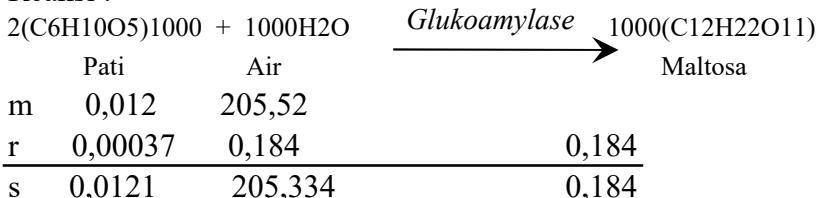
$$\Delta H_{\text{co}} \text{ maltosa} = -1348,9 \text{ kkal/r} = -5643797,6 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{co}} \text{ dekstrosa} = -673 \text{ kkal/r} = -2815832 \text{ kJ/kmol}$$



## 1. Perubahan Pati menjadi Maltosa

Reaksi :



Perhitungan  $\Delta H_f^\circ$

Reaktan			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
Pati	0,000367	-2833668212,09	-1040764,861
H <sub>2</sub> O	0,1836	0,00	0

Produk			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
Maltosa	0,184	-5643797,60	-1036442,128
Total			-1036442,128

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= \Sigma(V_i \times \Delta H_c) \text{reaktan} - \Sigma(V_i \times \Delta H_c) \text{produk} \\ &= -4322,73 \quad \text{kJ}\end{aligned}$$

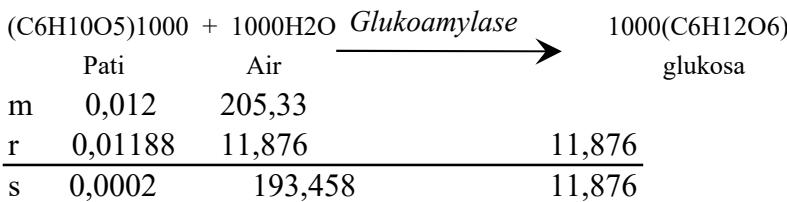
$$\begin{aligned}\Delta H_{pI} &= \text{maltosa} \times C_p \times \Delta T \\ &= 2945,686 \quad \text{kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{rI} &= \Delta H_{pI} + \Delta H_{H2O} \\ &= -296838,4 + -542567,8 \\ &= 666634,47 \quad \text{kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{RxI} &= \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{298} + \Delta h_{produk} \\ &= -668011,52 \quad \text{kJ}\end{aligned}$$

## 2. Perubahan pati menjadi glukosa

Reaksi :



Perhitungan  $\Delta H_f^\circ$

Reaktan			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
Pati	0,011876	-2833668212,09	-33651397,17
H <sub>2</sub> O	11,875560	0,00	0

Produk			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
glukosa	11,876	-2815832,00	-33439582,16
Total			-33439582,16

$$\Delta H_{298} = \Sigma(V_i \times \Delta H_c)_{\text{reaktan}} - \Sigma(V_i \times \Delta H_c)_{\text{produk}}$$

$$= -211815,01 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{pII}} = \Delta H_{\text{glukosa}} + \Delta H_{\text{pati sisa}}$$

$$= 108402,3387 + 2481,334009 \text{ kJ}$$

$$= 110883,673 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{rII}} = \Delta H_{\text{pati}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= -120419,1395 + -542082,9561$$

$$= -662502,10 \text{ kJ}$$

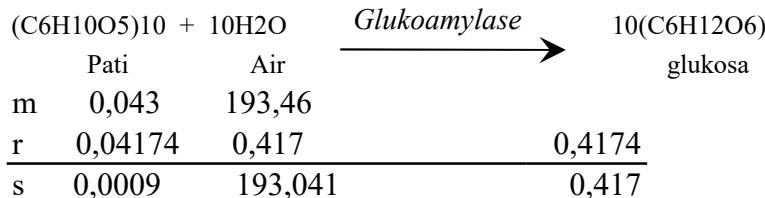
$$\Delta H_{\text{RxII}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta h_{\text{produk}}$$

$$= -662502,10 + -211815,0 + 110883,673$$

$$= -985200,78 \text{ kJ}$$

### 3. Perubahan dekstrin menjadi glukosa

Reaksi :



Perhitungan  $\Delta H_f^\circ$

Reaktan			
Komponen	kmol	$\Delta H_c^\circ$ (kJ/kmol)	$\Delta H_c^\circ$ (kJ)
dekstrin	0,041737	-27868587,54	-1163150,491

H2O	0,417370	0,00	0
<b>Produk</b>			
<b>Komponen</b>	<b>kmol</b>	<b><math>\Delta H_c^\circ</math> (kJ/kmol)</b>	<b><math>\Delta H_c^\circ</math> (kJ)</b>
glukosa	0,417	-2815832,00	-1175243,047
Total			-1175243,047

$$\Delta f = \Sigma(V_i \times \Delta H_c) \text{reaktan} - \Sigma(V_i \times \Delta H_c) \text{produk}$$

$$= 12092,56 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{pIII}} = \Delta H_{\text{glukosa}} + \Delta H_{\text{dekstrin sisa}} + \Delta H_{\text{H2O sisa}}$$

$$= 3809,8291 + 67,10483602 + 509629,5209$$

$$= 513506,4548 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{rIII}} = \Delta H_{\text{dekstrin}} + \Delta H_{\text{H2O}}$$

$$= -3355,242 + -510731,4$$

$$= -514086,6222 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{RxIII}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta h_{\text{produk}}$$

$$= -514086,6 + 12092,556 + 513506,45$$

$$= -1015500,521 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}} = \Delta H_{\text{Rx I}} + \Delta H_{\text{Rx II}} + \Delta H_{\text{Rx III}}$$

$$= -668011,5218 + -514086,6 + -1015500,521$$

$$= -2197598,665 \text{ kJ}$$

$\Delta H_{\text{Reaksi}}$  negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut mengeluarkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan air pendingin untuk menstabilkan suhu operasi

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$T_{ii} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_o = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$T_{ri} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= \Delta H \text{ feed} - \Delta H \text{ produk} \\ &= 696642,75 - 652736,64 \\ &= 43906,109 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ in} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,181 \times 5 \\ &= 20,905 \text{ m kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ out} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 20 \\ &= 83,64 \text{ m kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ bahan masuk} + \Delta H \text{ in} &= \Delta H \text{ bahan keluar} + \Delta H \text{ Reaksi} + \Delta H \text{ out} \\ 696643 + 20,905 &= 652736,64 + -2197599 + 83,64 \\ 2241504,8 &= 62,735 \text{ m kJ/kg} \\ m &= 35729,733 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\Delta H \text{ in} = 746930,06 \text{ kJ}$$

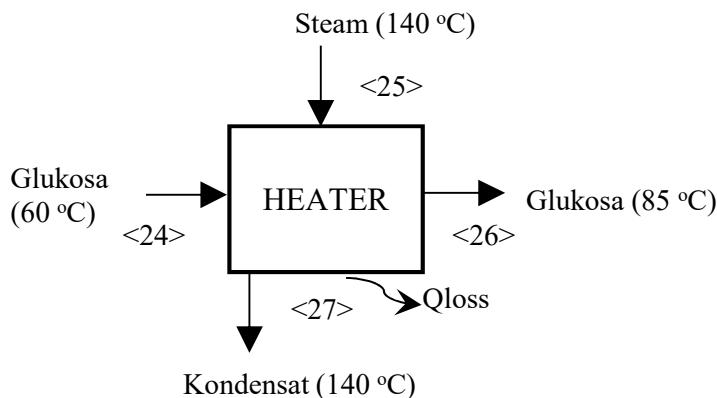
$$\Delta H \text{ out} = 2988434,8 \text{ kJ}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <20>	696642,7	H <22>	652736,6
$\Delta H <21>$	746930,1	$\Delta H <23>$	2988434,8
		$\Delta H \text{ Reaksi}$	-2197599
<b>Total</b>	<b>1443573</b>	<b>Total</b>	<b>1443573</b>

## 8. HEATER

Fungsi : Memanaskan produk reaktor sakarifikasi yang mengandung enzim inaktif, supaya tidak terjadi reaksi balik

Kondisi Operasi :  $T = 60^\circ\text{C}$   
 $P = 1 \text{ atm}$



a. Menghitung enthalpy bahan masuk

Menghitung aliran <24>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 333 - 298,15 \\ &= 35 \text{ K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	40,511326	1,75	35	2491,952929
Air	3477,6316	4,187	35	511813,6474
Abu	35,332486	1,0132056	35	1258,337407
$\alpha$ -amilase	1,7263349	2,11429671	35	128,2969451
maltosa	208,64016	1,33888	35	9818,94656
dekstosa	2291,3713	1,447664	35	116597,3189
AMG	1,5191747	2,11429671	35	112,9013117
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)	
Protein	55,568723	71,99754797	4000,811824	
Serat kasar	78,007813	67,16762614	5239,599607	
Lemak	70,322833	71,31788032	5015,275359	
CaCl <sub>2</sub>	0,6078861	23,90668758	14,53254192	

deksrtin	1,3810679	48,588792	67,10442215
HCl	6,1310292	27,9744379	171,5120961
<b>Total</b>	<b>6268,7517</b>		<b>656730,2373</b>

b. Menghitung enthalpy bahan keluar

Menghitung aliran <26>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 358,15 - 298,15 \\ &= 60 \text{ K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	ΔT (K)	ΔH (kJ)
Pati	40,511326	1,75	60	4253,689209
Air	3477,6316	4,199	60	876154,5019
Abu	35,332486	1,0132056	60	2147,944365
α-amilase	1,7263349	2,11429671	60	218,9990528
maltoza	208,64016	1,33888	60	16760,64847
dekstosa	2291,3713	1,543896	60	212258,3347
AMG	1,5191747	2,11429671	60	192,7191664
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	ΔH (kJ)	
Protein	55,568723	124,2194465	6902,716053	
Serat kasar	78,007813	116,1971255	9064,283612	
Lemak	70,322833	122,9561304	8646,623376	
CaCl <sub>2</sub>	0,6078861	41,09203196	24,97927306	
deksrtin	1,3810679	86,307552	119,1965918	
HCl	6,1310292	48,02847349	294,4639743	
<b>Total</b>	<b>6268,7517</b>		<b>1137039,1</b>	

c. Menghitung kebutuhan steam

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 85 C dengan menggunakan steam saturated 140 C.

$$T_s = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T = 85 \text{ } ^\circ\text{C} = 358 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_s = 361 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2734 \text{ kJ}$$

$$H_l = 589 \text{ kJ} (\text{Geankoplis, A.2-9, hal 963})$$

Persamaan neraca energi total

### Energi masuk :

$$H<24> = 656730 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned} H<25> &= H_v \times m \\ &= 2733,90 \text{ m} \end{aligned}$$

### Energi Keluar :

$$H<26> = 1137039,1 \text{ kJ} + H_{cond}$$

$$\begin{aligned} H_{cond} &= (m_s \times h_l) + (m_s \times c_p \times (T_s - T_{liq})) \\ &= 589 \text{ m} + 231,57 \\ &= 821 \text{ m kJ/kg} \\ Q_{loss} &= 5\% \times 2733,90 \text{ m kJ/kg} \\ &= 136,695 \text{ m kJ/kg} \end{aligned}$$

### Neraca energi

$$\begin{aligned} H<24> + H<25> &= H<26> + H_{cond} + Q_{loss} \\ 656730 + 2733,90 \text{ m} &= 1137039 + 820,70 \text{ m} + 136,695 \\ 1776,50 \text{ m} &= 480309 \\ m &= 270,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H<24>	656730,2	H<26>	1137039
H<25>	739159,2	H<27>	221892,36
		Q loss	36957,959
<b>Total</b>	<b>1395889</b>	<b>Total</b>	<b>1395889</b>

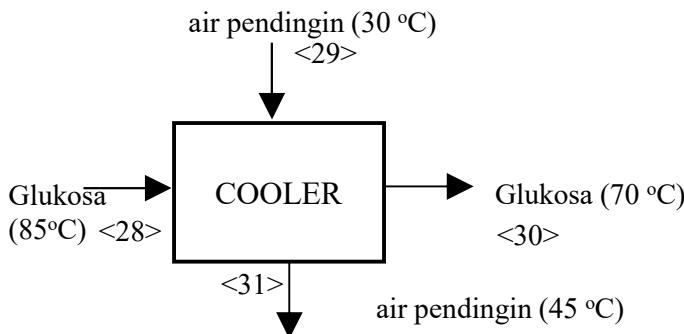
## 9. COOLER

Fungsi : Mendinginkan hasil produk sakarifikasi untuk dialirkan

ke tangki karbonasi

Kondisi Operasi :  $T = 85^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <28>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 358 - 298 \\ &= 60 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	40,511326	1,75	60	4253,689209
Air	3477,6316	4,199	60	876154,5019
Abu	35,332486	1,0132056	60	2147,944365
$\alpha$ -amililase	1,7263349	2,11429671	60	218,9990528
maltsosa	208,64016	1,33888	60	16760,64847
deksstosa	2291,3713	1,543896	60	212258,3347
AMG	1,5191747	2,11429671	60	192,7191664
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)	
Protein	55,568723	124,2194465	6902,716053	
Serat kasar	78,007813	116,1971255	9064,283612	
Lemak	70,322833	122,9561304	8646,623376	

CaCl2	0,6078861	41,09203196	24,97927306
deksrtin	1,3810679	86,307552	119,1965918
HCl	6,1310292	48,02847349	294,4639743
<b>Total</b>	<b>6268,7517</b>		<b>1137039,1</b>

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <28>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 343 - 298 \\ &= 45 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Pati	40,511326	1,75	45	3200,90113
Air	3477,6316	4,192	45	658207,1572
Abu	35,332486	1,0132056	45	1616,328135
$\alpha$ -amilase	1,7263349	2,11429671	45	164,7967872
maltsosa	208,64016	1,33888	45	12612,38797
dekstosa	2291,3713	1,49578	45	154746,5363
AMG	1,5191747	2,11429671	45	145,0211727
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)	
Protein	55,568723	92,80975354	5157,319518	
Serat kasar	78,007813	86,68462804	6762,078238	
Lemak	70,322833	91,91429145	6463,673332	
CaCl2	0,6078861	30,76991143	18,70459997	
deksrtin	1,3810679	63,375048	87,52524605	
HCl	6,1310292	35,98882271	220,6485236	
<b>Total</b>	<b>6268,7517</b>		<b>849403,0782</b>	

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

Suhu air pendingin masu = 30  $^\circ\text{C}$  = 303 K

Suhu air pendingin keluar = 45  $^\circ\text{C}$  = 318 K

Tref = 25  $^\circ\text{C}$  = 298 K

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= \Delta H \text{ feed} - \Delta H \text{ produk} \\ &= 1137039,1 - 849403,0782 \\ &= 287636,0216 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ in} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 5 \\ &= 20,905 \text{ m kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ out} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 45 \\ &= 188,190 \text{ m kJ/kg} \end{aligned}$$

Q serap =  $\Delta H$  air pendingin keluar -  $\Delta H$  air pendingin masuk

$$287636,02 = 188,190 \text{ m kJ/kg} - 20,905 \text{ m kJ/kg}$$

$$287636,02 = 167,285 \text{ m kJ/kg}$$

$$m = 1719,437018 \text{ kg}$$

Sehingga:

$$\Delta H \text{ in} = 35944,831 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ out} = 323580,85 \text{ kJ}$$

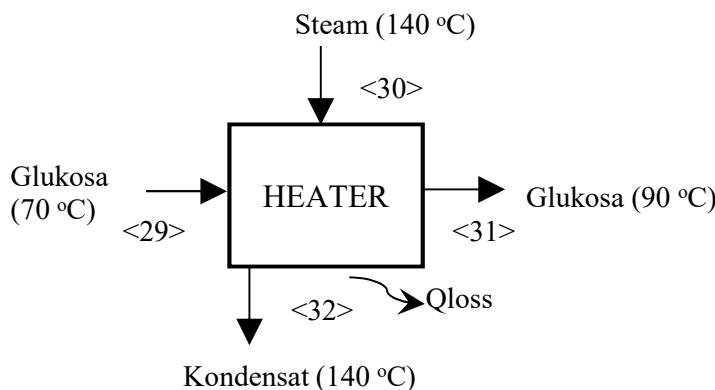
Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <28>	1137039,1	H <29>	849403,1
H <29>	35944,8	H <30>	323580,85
<b>Total</b>	<b>1172984</b>	<b>Total</b>	<b>1172984</b>

## 10. HEATER

Fungsi : Memanaskan larutan glukosa sebelum masuk ke evaporator

Kondisi Operasi :  $T = 90^\circ\text{C}$

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



a. Menghitung enthalpy masuk

Menghitung aliran <29>

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 343 - 298$$

$$= 45 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Air	3357,49	4,192	45	635468,7094
Abu	31,89	1,0132056	45	1458,736141
$\alpha$ -amilase	0,08	2,11429671	45	7,827847392
maltosa	188,30	1,33888	45	11382,68014
deksstosa	2067,96	1,49578	45	139658,749
AMG	0,07	2,11429671	45	6,888505705
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)	
Protein	50,15	92,80975354	4654,480865	
Serat kasar	70,40	86,68462804	6102,77561	
Lemak	63,47	91,91429145	5833,465182	
deksrtin	0,07	63,375048	4,157449187	
<b>Total</b>	<b>5829,88</b>		<b>804578,4701</b>	

b. Menghitung enthalpy keluar

Menghitung aliran <29>

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 363 - 298 \\ &= 65 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kJ)
Air	3357,49	4,208	65	920460,7904
Abu	31,89	1,0132056	65	2104,909404
$\alpha$ -amilase	0,08	2,11429671	65	11,29533239
maltoza	188,30	1,33888	65	16424,84189
deksstosa	2067,96	1,49578	65	201523,0896
AMG	0,07	2,11429671	65	9,939892507

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kgK)	$\Delta H$ (kJ)
Protein	50,15	145,2830021	7286,054834
Serat kasar	70,40	136,016555	9575,844449
Lemak	63,47	143,7348355	9122,326303
deksrtin	0,07	102,097968	6,697700869
<b>Total</b>	<b>5829,88</b>		<b>1166525,79</b>

c. Menghitung kebutuhan steam

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 85 C dengan menggunakan steam saturated 140 C.

$$T_s = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_s = 361 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2734 \text{ kJ}$$

$$H_l = 589 \text{ kJ} (\text{Geankoplis, A.2-9, hal 963})$$

Persamaan neraca energi total

**Energi masuk :**

$$H<29> = 804578 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}H<30> &= H_v \times m \\ &= 2733,90 \text{ m}\end{aligned}$$

### Energi Keluar :

$$\begin{aligned}
 H<31> &= 1166525,8 \text{ kJ} + H_{\text{cond}} \\
 H_{\text{cond}} &= (ms \times hl) + (ms \times cp \times (Ts - T_{\text{liq}})) \\
 &= 589 \text{ m} + 211,03 \\
 &= 800 \text{ m kJ/kg} \\
 Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 2733,90 \text{ m kJ/kg} \\
 &= 136,695 \text{ m kJ/kg}
 \end{aligned}$$

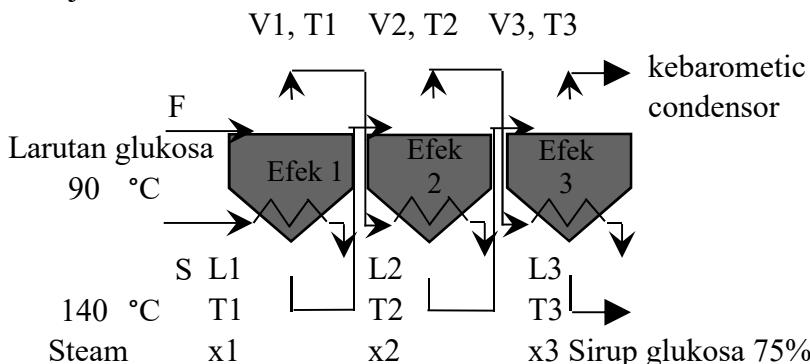
### Neraca energi

$$\begin{aligned}
 H<29> + H<30> &= H<31> + H_{\text{cond}} + Q_{\text{loss}} \\
 804578 + 2733,90 \text{ m} &= 1166526 + 800,16 \text{ m} + 136,695 \\
 1797,04 \text{ m} &= 361947 \\
 \text{m} &= 201,41 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H<29>	804578,5	H<31>	1166526
H<30>	550642,0	H<32>	161162,57
		Q loss	27532,100
<b>Total</b>	<b>1355220</b>	<b>Total</b>	<b>1355220</b>

## 11. TRIPLE EFFECT EVAPORATOR

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa menjadi 75%



Dalam perencanaan ini dipilih *tripple effect evaporator feed forward* dengan type vertikal dengan sirkulasi alami.

Dalam perencanaan ini dipilih tekanan evaporator pada efek ketiga adalah = 160 mmHg  
= 21,332

Pada steam table untuk  $P = 21,332 \text{ kPa}$  didapatkan suhu saturasi = 61,367 °C

Semua perhitungan berdasarkan Geankoplis 4th ed., 2003

Komponen	Massa (kg)	x
Air	3357,493	0,5759
Glukosa	2067,963	0,3547
Maltosa	188,298	0,0323
Impurities	216,127	0,0371
<b>Total</b>	<b>5829,880</b>	<b>1</b>

$$F = 5829,880 \text{ kg}$$

$$x_f = 0,42$$

$$x_3 = 0,75$$

$$T_{s1} = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_f = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Untuk long tube vertical evaporator,  
harga U berkisar antara 1100-4400 W/m<sup>2</sup>.K

$$AsumU1 = 2555 / \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U2 = 1987 / \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U3 = 1420 / \text{m}^2 \cdot \text{K} \quad (\text{Geankoplis})$$

Neraca Massa Overall

$$F = L3 + (V1 + V2 + V3)$$

$$5829,88 = L3 + (V1 + V2 + V3)$$

Neraca Massa komponen

$$F \times X_f = L3 \times X_3 + V1 \times X_{v1} + V2 \times X_{v2} + V3 \times X_{v3}$$

$$2472,4 = 0,75 L3 + 0 + 0 + 0$$

$$L3 = 3296,5 \text{ kg/jam}$$

Total Penguapan

$$\begin{aligned} V1 + V2 + V3 &= F - L3 \\ &= 5829,880 - 3296,516 \\ &= 2533,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Asumsi besarnya penguapan di masing-masing efek :

$$V1 = V2 = V3 = 844,45 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa pada masing-masing efek

$$\begin{aligned} (1) V1 + L1 &= 4985,425 \text{ kg/jam} \\ (2) V2 + L2 &= 4140,971 \text{ kg/jam} \\ (3) V3 + L3 &= 3296,516 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa komponen untuk masing-masing efek :

$$\begin{aligned} (1) x Xf &= L1 x X1 & X1 &= 0,5 \\ (2) x X1 &= L2 x X2 & X2 &= 0,6 \\ (3) x X2 &= L3 x X3 & X3 &= 0,75 \end{aligned}$$

Perhitungan BPR di tiap efek

$$BPR (\text{ }^{\circ}\text{C}) = 1,78x + 6,22x^2$$

$$\begin{aligned} (1) \quad BPR1 &= 2,41 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ (2) \quad BPR2 &= 3,28 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ (3) \quad BPR3 &= 4,83 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Perhitungan  $\Delta T$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta T \text{ availab} &= Ts1 - T3 - (BPR1+BPR2+BPR3) \\ &= 140 - 61,4 - (2,41+3,28+4,83) \\ &= 68,106733 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta T1 = \Sigma \Delta T \frac{1/U1}{1/U1 + 1/U2 + 1/U3} = 16,671767 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = \Sigma \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 21,437526 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = \Sigma \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 29,99744 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Perhitungan actual boiling point tiap efek

$$(1) \quad T_1 = T_s - \Delta T_1 \\ = 123,33 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = 140 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(2) \quad T_2 = T_1 - BF - \Delta T \Delta T_2 \\ = 104,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = T_1 - BPR_1 \\ = 120,92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(3) \quad T_3 = T_2 - BF - \Delta T \Delta T_3 \\ = 70,967 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = T_2 - BPR_2 \\ = 100,96 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu dalam 3 evaporator adalah:

Efek 1	Efek 2	Efek 3	Condensor
$T_s = 140$	$T_s = 120,92$	$T_s = 100,96$	$T_s = 61,367$
$T_1 = 123,33$	$T_2 = 104,24$	$T_3 = 70,967$	

Menghitung cp liquid

$$cp = 4,19 - 2,35 \times KJ/kgK$$

(Didekati dengan konsentrasi gula 50%)

$$cp = 4,19 - 2,35 \times 0,4241 \\ = 3,1934 \text{ KJ/kg K}$$

$$cp = 4,19 - 2,35 \times 0,4959 \\ = 3,0246 \text{ KJ/kg K}$$

$$cp = 4,19 - 2,35 \times 0,5971 \\ = 2,7869 \text{ KJ/kg K}$$

$$c_p = 4,19 - 2,35 \times 0,75 \\ = 2,4275 \text{ KJ/kg K}$$

Nilai entalphy (H) dari berbagai aliran uap didapatkan dari steam table :

efek 1 :  $T_1 = 123 \text{ } ^\circ\text{C}$        $BPR_1 = 2,41 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $T_{s2} = 121 \text{ } ^\circ\text{C}$        $T_{s1} = 140 \text{ } ^\circ\text{C}$

Dari appendiks, A.2-9 Geankoplis 4th ed., 2003 didapatkan :

$$H_{s2} = 2708,19 \text{ KJ/kg}$$

$$H_{s1} = 2733,9 \text{ KJ/kg}$$

$$h_{s1} = 589,13 \text{ KJ/kg}$$

Maka,

$$H_1 = H_{s2} + 2 BPR_1 \\ = 2708,2 + 5 \\ = 2712,7 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{s1} = H_{s1} - h_{s1} \\ = 2733,9 - 589,13 \\ = 2144,8 \text{ kJ/kg}$$

efek 2 :  $T_2 = 104 \text{ } ^\circ\text{C}$        $BPR_2 = 3 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $T_{s3} = 101 \text{ } ^\circ\text{C}$

Dari appendiks, A.2-9 Geankoplis 4th ed., 2003 didapatkan :

$$H_{s3} = 2678,7 \text{ KJ/kg}$$

$$h_{s2} = 437,12 \text{ KJ/kg}$$

Maka,

$$H_2 = H_{s3} + 1,88 BPR_2$$

$$\begin{aligned}
 &= 2678,7 + 6,1796 \\
 &= 2684,9 \text{ KJ/kg} \\
 \lambda s_2 &= H_1 - h_{s2} \\
 &= 2712,7 - 437,12 \\
 &= 2275,6 \text{ KJ/kg}
 \end{aligned}$$

efek 3 :  $T_3 = 71 \text{ } ^\circ\text{C}$        $BPR_3 = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $T_{s4} = 61,4 \text{ } ^\circ\text{C}$

Dari appendiks, A.2-9 Geankoplis 4th ed., 2003 didapatkan :

$$H_{s4} = 2612 \text{ KJ/kg}$$

$$h_{s3} = 297,44 \text{ KJ/kg}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 H_3 &= H_{s4} + 1,88 BPR_3 \\
 &= 2612 + 9,1068 \\
 &= 2621,1 \text{ KJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda s_3 &= H_2 - h_{s3} \\
 &= 2684,9 - 297,44 \\
 &= 2387,4 \text{ KJ/kg}
 \end{aligned}$$

Persamaan neraca massa tiap efek:

$$\begin{aligned}
 \text{efek 1: } F &= V_1 + L_1 \\
 V_1 &= 5830 - L_1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{efek 2: } L_1 &= V_2 + L_2 \\
 V_2 &= L_1 - L_2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{efek 3: } L_2 &= V_3 + L_3 \\
 V_3 &= L_2 - 3297
 \end{aligned}$$

Menghitung neraca energi tiap efek :

efek 1 :

$$F \cdot cp(T_f - 25) + S \cdot \lambda s_1 = L_1 \cdot cp(T_1 - 25) + V_1 \cdot H_1$$

$$\text{dimar: } V_1 = 5830 - L_1$$

$$\begin{aligned}
 5830 \times 208 + 2145 S &= L_1 \times 297 + 15814920,3 \\
 &\quad - 2713 L_1
 \end{aligned}$$

$$1E+06 + 2145 S = -2415 L_1 + 15814920 \\ 2145 S + 2415 L_1 = 14604809,56 \dots\dots\dots(1)$$

efek 2 :

$$L_1 \cdot cp(T_1 - 25) + V_1 \cdot \lambda S_2 = L_2 \cdot cp(T_2 - 25) + V_2 \cdot H_2 \\ \text{dimar: } V_2 = L_1 - L_2 \\ L_1 \times 297 + 13266563,15 - 2276 L_1 = \\ L_2 \times 221 + 2685 L_1 - 2685 L_2 \\ -4663,07 L_1 - 2464 L_2 = -1,3E+07 \dots\dots\dots(2)$$

efek 3 :

$$L_2 \cdot cp(T_2 - 25) + V_2 \cdot \lambda S_3 = L_3 \cdot cp(T_3 - 25) + V_3 \cdot H_3 \\ \text{dimana: } V_3 = L_2 - 3297 \\ L_2 \times 221 + 2387 L_1 - 2387 L_2 = 367837,4 - 8640454 \\ + 2621 L_2 \\ 2387,4 L_1 + -4787,66 L_2 = -8272616 \dots\dots\dots(3)$$

Eliminasi persamaan (2) dan (3) :

$$\begin{array}{r} 4663,1 L_1 - 2464 L_2 = 13266563,15 \\ -2387,4 L_1 + 4788 L_2 = 8272616,445 \end{array} -$$

Untuk tahap eliminasi dan menghilangkan  $L_1$ ,  
maka persamaan (3) dikalikan 1,9531829

$$\begin{array}{r} 4663,1 L_1 - 2464 L_2 = 13266563 \\ -4663,1 L_1 + 9351 L_2 = 16157933 \end{array} +$$

$$6887,2 L_2 = 29424496$$

$$L_2 = 4272 \text{ kg}$$

Substitusi nilai  $L_2$  ke persamaan (3) :

$$\begin{array}{rcl} -2387,4 L_1 + 4788 L_2 & = & 8272616,4 \\ -2387,4 L_1 + 20454643 & = & 8272616,4 \\ -2387,4 L_1 & = & -12182026,32 \\ L_1 & = & 5103 \text{ kg} \end{array}$$

Substitusi nilai L1 ke persamaan (1) :

$$\begin{aligned} 2144,8 \text{ S} + 2415,3 \text{ L1} &= 14604809,56 \\ 2144,8 \text{ S} + 12324444 &= 14604809,56 \\ 2145 \text{ S} &= 2E+06 \\ \text{S} &= 1063 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$L3 = 3297 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} V1 &= 5830 - L1 \\ &= 5830 - 5103 \\ &= 727 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V2 &= L1 - L2 \\ &= 5103 - 4272 \\ &= 830 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V3 &= L2 - 3297 \\ &= 4272 - 3297 \\ &= 976 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung nilai q tiap efek dan luas area

$$\begin{aligned} q1 &= S \times \lambda s1 \\ &= \frac{1063,2216}{3600} \times (2144,8 \times 1000) \\ &= 633434,95 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q2 &= V1 \times \lambda s2 \\ &= \frac{727,29514}{3600} \times (2275,6 \times 1000) \\ &= 459734,4 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q3 &= V2 \times \lambda s3 \\ &= \frac{830,21979}{3600} \times (2387,4 \times 1000) \end{aligned}$$

$$= 550579,3 \text{ W}$$

$$A1 = \frac{q1}{U1 \times \Delta T1} = \frac{633434,949}{2555 \times 16,672} = 14,871 \text{ m}^2$$

$$A2 = \frac{q2}{U2 \times \Delta T2} = \frac{459734,3964}{1987 \times 21,438} = 10,793 \text{ m}^2$$

$$A3 = \frac{q3}{U3 \times \Delta T3} = \frac{550579,2971}{1420 \times 29,997} = 12,925 \text{ m}^2$$

Menghitung steam economy

$$\text{Steam economy} = \frac{V1 + V2 + V3}{S} = \frac{2533,3643}{1063,2216} = 2,38 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg steam}}$$

Panas masuk

$$F \times C_p F = 5830 \times 208 = 1210110,7 \text{ kJ/jam}$$

$$S \times Hs1 = 1063 \times 2734 = 2906741,6 \text{ kJ/jam}$$

Panas keluar

$$S \times hs1 = 1063 \times 589 = 626375,75 \text{ kJ/jam}$$

$$V3 \times H3 = 976 \times 2621 = 2557785,8 \text{ kJ/jam}$$

$$V1 \times hs2 = 727 \times 437 = 317915,25 \text{ kJ/jam}$$

$$V2 \times hs3 = 830 \times 297 = 246938,08 \text{ kJ/jam}$$

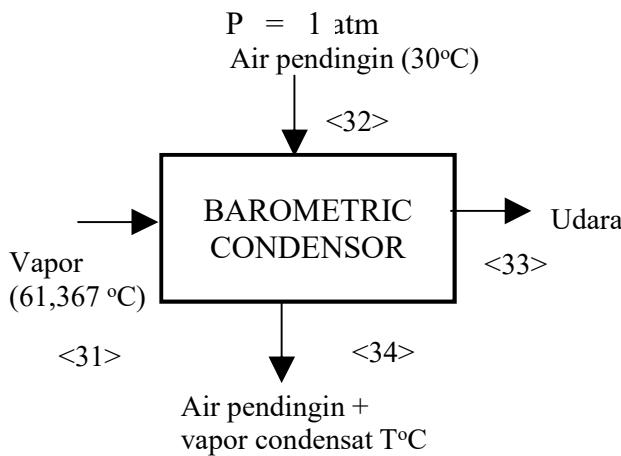
$$L3 \times C_p L3 = 3297 \times 112 = 367837,43 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Total			
H in (kJ/jam)		H out (kJ/jam)	
$\Delta H_{\text{feed}}$	1210110,7	$\Delta H_{\text{produk}}$	367837,43
$\Delta H_{\text{steam}}$	2906741,6	$\Delta H_{\text{vapor}}$	2557785,8

		$\Delta H_{C1}$	626375,75
		$\Delta H_{C2}$	317915,25
		$\Delta H_{C3}$	246938,08
<b>Total</b>	<b>4116852,3</b>	<b>Total</b>	<b>4116852,3</b>

## 12. Barometric Condensor

Fungsi : Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator  
Kondisi Operasi     $T = 61,4 \text{ } ^\circ\text{C}$



a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$T_s = 61,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 334,52 \text{ K}$$

$$H_v = 2611,98 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 256,852 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Geankoplis, A.2-9, hal 963})$$

$$m = 975,84933 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ latent} &= m \times \lambda \\ &= 975,85 \times 2387,4 \\ &= 2298250,085 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$w = \frac{607 + 0,3tv - t2}{t2-t1} \quad (\text{Hugot, equation 40.5})$$

Dimana

tv = Suhu uap air masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )

t1 = Suhu air pendingin masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )

t2 = Suhu air pendingin setelah meninggalkan kondenser ( $^{\circ}\text{C}$ )

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar, digunakan persamaan  
suhu air pendingin = 30  $^{\circ}\text{C}$

$$tv - t2 = (0,12)(tv - t1)$$

$$61,4 - t2 = 3,76$$

$$\begin{aligned} t2 &= 57,6 \ ^{\circ}\text{C} \\ &= 331 \text{ K} \end{aligned} \quad (\text{Hugot, hal 886})$$

perbedaan tv-t2 = approach = 3 - 10 $^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin berdasarkan

perbandingan air pendingin dengan kondensat

$$w = \frac{607 + 0,3tv - t2}{t2-t1}$$

$$w = \frac{607 + 0,3 \times 85 - 57,6}{57,603 - 30}$$

$$\begin{aligned} &= 20,6 \frac{\text{kg air pendingin} \times 976 \text{ kg uap terkondensasi}}{\text{kg uap terkondensasi}} \\ &= 20074 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ air pendingin} &= m \times Cp \times \Delta T \\ &= 20074 \times 4,18 \times 5 \\ &= 419641 \text{ kJ} \end{aligned}$$

b. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$\begin{aligned}\Delta H &= (m_{vap} \text{ terkondensasi} + m \text{ air pendingin}) \times c_p \times \Delta T \\ &= 975,8493319 + 20074 \times 4,18 \times 32,60296 \\ &= 2869330,066 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ serap} &= \Delta H \text{ keluar} - \Delta H \text{ masuk} \\ &= 2869330,1 - 2717891,3 \\ &= 151438,77 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Neraca panas total			
H in	kJ	H out	kJ
H <31>	2717891,3	H <33>	2869330
Q serap	151439		
<b>Total</b>	<b>2869330</b>	<b>Total</b>	<b>2869330</b>

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

#### 1. Bucket Elevator

Fungsi Untuk mengangkut biji jagung yang terdapat pada tempat penyimpanan menuju tangki pencuci

Jenis Bucket Elevator yang digunakan adalah centrifugal-discharge

Komponen yang dipindahkan adalah biji Jagung

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\*

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate length			Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 x 4 x 4½ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½	1½	20	14	7		
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½	1½	20	14	7		
(152 x 102 x 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½	1½	20	14	7		
8 x 5 x 5½ - 14	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½	1½	30	14	9		
	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½	1½	24	14	9		
(203 x 127 x 140) - (356)	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½	1½	24	14	9		
10 x 6 x 6½ - 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½	1½	20	16	11		
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½	1½	24	16	11		
(254 x 152 x 159) - (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.3	0.07	2½	1½	24	16	11		
12 x 7 x 7½ - 18	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½	1½	24	18	13		
	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½	1½	30	18	13		
(305 x 178 x 184) - (457)	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½	2½	30	18	13		
14 x 7 x 7½ - 18	25	100 (90.8)	1¼ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½	2½	30	18	15		
	50	100 (90.8)	1¼ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½	2½	30	18	15		
(355 x 179 x 184) - (457)	75	100 (90.8)	1¼ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½	2½	30	18	15		
16 x 8 x 8½ - 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½	2½	30	20	18		
	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3½	2½	30	20	18		
(406 x 203 x 216) - (457)	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3½	2½	30	20	18		

\* From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

† Bucket size given: width x projection x depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡ Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft = 8 m, 50 ft = 15 m, and 75 ft = 23 m.

§ Capacities and horsepower are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶ If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	322,401	0,098	1,00	1,00	322,4
abu	39,4776	0,012	1,65	1,65	23,9
protein	226,996	0,069	1,30	1,30	174,7
serat kasar	85,5349	0,026	1,40	1,40	61,1
lemak	105,274	0,032	0,8	0,80	131,6
pati	2510,12	0,763	1,50	1,50	1673,4
<b>Total</b>	<b>3289,8</b>	<b>1,00</b>			<b>2387,2</b>

Bahan Masuk : 3289,8032 kg/hari = 3,3 ton/hari

$$= 0,1 \text{ ton/jam}$$

Dari Perry 7th edition tabel 21-8 hal. 21-15, dengan kapasitas 0.1 ton/jam maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut

Tinggi Bucket Elevator	=	25 ft
<i>Bucket Speed</i>	=	225
<i>Head Shaft</i>	=	43 r/min
<i>Hp required at Head Shaft</i>	=	1 hp
<i>Belt Width</i>	=	7 in
<i>Size of Bucket</i>	=	6 x 4 x 17/4 - 12 mm

## 2. Tangki Pencuci

Fungsi : Untuk mencuci kotoran yang terdapat pada biji jagung sebelum diolah

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai pengaduk

Banyak tangki : 1

Suhu operasi : 30 °C

Flow rate : 11514,31 kg/jam

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade A

Pengelasan : double welded butt joint

Faktor korosi : 0,125 in

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0,801 cp (Geankoplis 4th, hal

Densitas air pada suhu 30 °C = 0,996 kg/L 960)

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	8546,91	0,098	1,0	1,0000	8546,9
abu	39,4776	0,012	1,7	1,6500	23,9
protein	226,996	0,069	1,3	1,2990	174,7
serat kasar	85,5349	0,026	1,4	1,4000	61,1
lemak	105,274	0,032	0,8	0,8000	131,6

pati	2510,12	0,763	1,5	1,5000	1673,4
<b>Total</b>	<b>11514,3</b>	<b>1,000</b>			<b>10611,7</b>

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{11514,31}{10611,7} \text{ kg/L} \\ &= 1,085 \text{ kg/L} \\ &= 1085,06 \text{ kg/m}^3 \\ &= 67,595 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 10611,68 \text{ L} = 10,61 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{80\%} = \frac{10,61}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 13,2646 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / D )} = 1,5$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\ &= 1,2 \times D^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas}$$

$$13,265 = 1,2 \times D^3 \times 0,085 \times D^3$$

$$13,265 = 1,3 \times D^3$$

$$D^3 = 9,8 \text{ m}$$

$$D = 2,1 \text{ m} = 84 \text{ in}$$

$$\text{standart diameter OD} = 84 \text{ in} = 2,13 \text{ m}$$

(Brownell & Young, hal 90)

$$\text{tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$= 1,5 \times 2,1$$

$$= 3,20 \text{ m}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 \times \text{OD}$$

$$(Hd) = 0,361 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times ID^3 \\ &= 0,8044 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam silinder =

Volume larutan dalam bejana - volume larutan dalam dished head

$$= 10,61 - 0,804$$

$$= 9,81 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times ID^2} \\ &= 2,79 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam bejana (Hb) =

tinggi larutan dalam silinder + tinggi larutan dalam dished head

$$= 2,79 + 0,3606$$

$$= 3,15 \text{ m}$$

$$= 10,3225 \text{ ft}$$

## Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} \text{PH} &= \rho H / 144 \\ &= 68 \times 10,323 / 144 \\ &= 4,8 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 15 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 1,1 \times \text{PH} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (4,846 + 15) \\ &= 21,50 \text{ psia} \\ &= 6,800 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 10350 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young hal 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young hal 251})$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C \\ &= \frac{21,50 \times 84}{2(10350 \times 0,8 + 21,50)} + 2/16 \\ &= 0,109 + 0,125 \\ &= 0,234 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 5/16 \text{ in} = 0,313 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0,3$$

$$ID = 83 \text{ in} = 2,1 \text{ m}$$

### Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\
 &= \frac{0,885 \times 21,50 \times 84 + 2/16}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 21,50)} \\
 &= 0,193 + 0,125 \\
 &= 0,318 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $5/16$  in = 0,008 m  
 $sf = 3$  in = 0,0762 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\
 &\quad + 2 \times sf \\
 &= 3,20 + 2 \times 0,361 + 2 \times 0,1 \\
 &= 4,1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## **Perhitungan Pengaduk**

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi Impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki  
*(Geankoplis)*

Ketentuan :

- a. perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adalah  
 $Da/Dt = 1/3$ ,  $Da = 1/3 \cdot Dt = 0,7 \text{ m} = 28 \text{ in}$
- b. perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $E/Da = 1$ ,  $E = D = 0,7 \text{ m}$
- c. perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah  
 $W/Da = 1/5$ ,  $W = 0,1 \text{ m}$
- d. perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adalah  
 $j/Dt = 1/12$ ,  $0,178 \text{ m}$
- e. perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $L/Da = 1/4$ ,  $L = 0,178 \text{ m}$

### **Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk**

Asumsi kecepatan putar: 22 rpm  
 $= 0,37 \text{ rps}$

$$\phi_s = \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}} \\ = \frac{2064,77}{10611,68} \\ = 0,1946$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,8007 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 2,088 \text{ cp} \\ = 0,00209 \text{ kg/ms} = 0,001 \text{ lbm/ft.s}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,7^2 \times 0,4 \times 1085)}{0,002088} \\ = 96386,76 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number  
 $N_p = 4$  (hal 159)

Tenaga untuk pengadukan:

$$\begin{aligned}
 P &= N_p \times N^3 D_a^5 \times \rho \\
 &= 4 \times 0,049 \times 0,2 \times 1085 \\
 &= 38,930 \text{ J/s} = 0,039 \text{ kW} \\
 &= 0,052 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Asumsi efisiensi motor = 80%

Tenaga motor untuk peni = 0,065 Hp

### 3. Tangki Penampung I

Fungsi : Menampung biji jagung hasil tangki pencucian sebelum memasuki tangki pelunakan

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai pengaduk

Banyak tangki : 1

Suhu operasi : 30 °C

Flow rate : 3372,05 kg/jam

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade A

Pengelasan : double welded butt joint

Faktor korosi : 0,125 in

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0,801 cp (Geankoplis 4th, hal

Densitas air pada suhu 30 °C = 0,996 kg/L 960)

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	404,646	0,098	1,00	1,0000	404,6
abu	39,4776	0,012	1,65	1,6500	23,9
protein	226,996	0,069	1,30	1,2990	174,7

serat kasar	85,5349	0,026	1,40	1,4000	61,1
lemak	105,274	0,032	0,8	0,8000	131,6
pati	2510,12	0,763	1,50	1,5000	1673,4
<b>Total</b>	<b>3372,05</b>	<b>1,00</b>			<b>2469,4</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{3372,0}{2469,4} \text{ kg/L} \\
 &= 1,366 \text{ kg/L} \\
 &= 1365,52 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 85,067 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 2469,42 \text{ L} = 2,4694 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{80\%} = \frac{2,47}{0,8} \text{ m}^3 \\
 &= 3,08678 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi silinder / diameter bekana ( Hs / D )} = 1,5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
 &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
 &= 1,2 \times D^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas}$$

$$3,087 = 1,2 \times D^3 \quad 2 \times 0,085 \times D^3$$

$$3,087 = 1,3 \times D^3$$

$$D^3 = 2,3 \text{ m}$$

$$D = 1,3 \text{ m} = 52 \text{ in}$$

$$\text{standart diameter OD} = 54 \text{ in} = 1,372 \text{ m}$$

(Brownell & Young, hal 90)

$$\text{tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$= 1,5 \times 1,4$$

$$= 2,06 \text{ m}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\text{Tinggi tutup (Hd)} = 0,169 \times \text{OD}$$

$$= 0,23 \text{ m}$$

$$\text{Volume larutan dalam dished head} = 0,085 \times \text{ID}^3$$

$$= 0,2140 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam silinder =

Volume larutan dalam bejana - volume larutan dalam dished head

$$= 2,47 - 0,21$$

$$= 2,26 \text{ m}^3$$

Tinggi larutan dalam silinder = volume larutan dalam silinder

$$\pi/4 \times \text{ID}^2$$

$$= 1,55 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam bejana (Hb) =

tinggi larutan dalam silinder + tinggi larutan dalam dished head

$$= 1,549 + 0,2318$$

$$= 1,780 \text{ m}$$

$$= 5,8413 \text{ ft}$$

## **Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )**

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} PH &= \rho H / 144 \\ &= 85 \times 5,841 / 144 \\ &= 3,5 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 15 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (3,451 + 15) \\ &= 19,97 \text{ psia} \\ &= 5,266 \text{ psig} \end{aligned}$$

## **Menentukan Ketebalan Silinder**

$$f = 10350 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young hal 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young hal 251})$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C \\ &= \frac{19,97 \times 54}{2(10350 \times 0,8 + 19,97)} + 2/16 \\ &= 0,065 + 0,125 \\ &= 0,190 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0,2$$

$$ID = 54 \text{ in} = 1,4 \text{ m}$$

## **Menentukan Dimensi Tutup (dished head)**

$$OD = 54 \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 19,97 \times 54 + 2/16}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 19,97)} \\ &= 0,115 + 0,125 \\ &= 0,24 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $5/16$  in = 0,008 m

sf = 3 in = 0,076 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &\quad + 2 \times sf \\ &= 2,06 + 2 \times 0,232 + 2 \times 0,076 \\ &= 2,7 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Steeping Tank

Fungsi : Merendam dan melunakkan biji jagung

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai pengaduk

Banyak tangki : 6

Waktu pengisian : 8 jam

Suhu operasi :  $45^{\circ}\text{C}$

Flow rate : 9441,735 kg/jam

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade A

Pengelasan : double welded butt joint

Faktor korosi : 0,125 in

Viskositas air pada suhu  $45^{\circ}\text{C}$  = 0,599 cp (Geankoplis 4th, hal

Densitas air pada suhu  $45^{\circ}\text{C}$  = 0,990 kg/L<sup>960</sup>)

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	6474,33	0,12	1,00	1,0000	6474,3
abu	39,4776	0,012	1,65	1,6500	23,9
protein	226,996	0,067	1,30	1,2990	174,7
serat kasar	85,5349	0,025	1,40	1,4000	61,1
lemak	105,274	0,031	0,8	0,8000	131,6
pati	2510,12	0,744	1,50	1,5000	1673,4
<b>Total</b>	<b>9441,7</b>	<b>1,0</b>			<b>8539,11</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{9441,74}{8539,11} \text{ kg/L} \\
 &= 1,106 \text{ kg/L} \\
 &= 1105,71 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 68,882 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 8539,11 \text{ L} = 8,54 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{80\%} = \frac{8,54}{0,8} \text{ m}^3 \\
 &= 10,6739 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / D )} = 1,5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D
 \end{aligned}$$

$$= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3$$

$$= 1,2 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,085 \times D^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas}$$

$$10,674 = 1,2 \times D^3 + 2 \times 0,085 \times D^3$$

$$10,674 = 1,3 \times D^3$$

$$D^3 = 7,9 \text{ m}$$

$$D = 2 \text{ m} = 78,4926 \text{ in}$$

$$\text{Standart diameter OD} = 84 \text{ in} = 2,134 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 2,1 \\ &= 3,200 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\ &= 0,361 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times ID^3 \\ &= 0,8044 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan dalam silinder} =$$

Volume larutan dalam bejana - volume larutan dalam dished head

$$= 8,539 - 0,804$$

$$= 7,735 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times ID^2} \\ &= 2,197 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam bejana (Hb)} &= \\
 \text{tinggi larutan dalam silinder + tinggi larutan dalam dished head} \\
 &= 2,197 + 0,3606 \\
 &= 2,558 \text{ m} \\
 &= 8,3911 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 PH &= \rho H / 144 \\
 &= 69 \times 8,391 / 144 \\
 &= 4 \text{ psia} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 15 \text{ psia} \\
 P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times (4,014 + 15) \\
 &= 20,59 \text{ psia} \\
 &= 5,885 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 10350 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young hal 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young hal 251})$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C \\
 &= \frac{20,59 \times 84}{2(10350 \times 0,8 + 20,59)} + 2/16 \\
 &= 0,104 + 0,125 \\
 &= 0,229 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 5/16 \text{ in} = 0,313 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0,3$$

$$ID = 83 \text{ in} = 2,1 \text{ m}$$

### Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 20,59 \times 84}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 20,59)} + \frac{2/16}{} \\ &= 0,185 + 0,125 \\ &= 0,31 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar (diambil)} = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,008 \text{ m}$$

$$sf = 3 \text{ in} = 0,076 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &\quad + 2 \times sf \\ &= 3,20 + 2 \times 0,361 + 2 \times 0,1 \\ &= 4,1 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi Impeller

- J = Lebar baffle  
 L = Panjang pengaduk  
 C = Jarak pengaduk ke dasar tangki  
*(Geankoplis)*

Ketentuan :

- perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adalah  
 $Da/Dt = 1/3, Da = 1/3 \cdot Dt = 0,7 \text{ m} = 28 \text{ in}$
- perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $E/Da = 1, E = Da = 0,7 \text{ m}$
- perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah  
 $W/Da = 1/5, W = 0,1 \text{ m}$
- perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adalah  
 $j/Dt = 1/12, j = 0,178 \text{ m}$
- perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $L/Da = 1/4, L = 0,178 \text{ m}$

### Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Asumsi kecepatan putar : 21 rpm  
 $= 0,35 \text{ rps}$

$$\phi_s = \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}} = \frac{2064,8}{8539,1} = 0,242$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,60 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 2,032 \text{ cp}$$

$$= 0,00203 \text{ kg/ms} = 0,001 \text{ lbm/ft.s}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$\text{Re} = \frac{\text{Da}^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,7^2 \times 0,4 \times 1106)}{0,002032} = 96345 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number  
 $N_p : 4$  (hal 159)

Tenaga untuk pengadukan:

$$\begin{aligned} P &= N_p \times N^3 \cdot Da^5 \times \rho \\ &= 4 \times 0,043 \times 0,2 \times 1106 \\ &= 34,503 \text{ J/s} = 0,035 \text{ kW} \\ &= 0,046 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Asumsi efesiensi motc = 80%

Tenaga motor untuk pengaduk = 0,0578373 Hp

## 5. Ball Mill

Fungsi Untuk menghaluskan ukuran biji jagung setelah mengalami pelunakan

TABLE 20-16 Illustrative Performance of Marcy Ball Mills

Size, ft.	Ball charge, tons	H.p. to rpm	Mill speed, r.p.m.	Capacity, tons/24 hr. (based on medium-hard ore)								
				No. 8 sieve*	No. 20 sieve	No. 35 sieve	No. 48 sieve	No. 65 sieve	No. 80 sieve	No. 100 sieve	No. 150 sieve	No. 200 sieve
				20% -200	35% -200	50% -200	60% -200	70% -200	80% -200	85% -200	93% -200	97% -200
3 x 2	0.85	5-7	35	19	15	12	10	8	6½	5	4	3
4 x 3	2.73	20-24	30	80	64	53	45	36	28	22	18	14
5 x 4	5.25	44-50	27	180	145	120	102	82	63	51	41	32
6 x 4½	8.50	85-90	24	375	300	250	210	170	135	105	85	66
7 x 5	13.10	135-150	22½	640	510	425	360	290	225	180	145	113
8 x 6	20.3	230-245	21	1100	885	735	625	500	390	310	250	195
9 x 7	30.1	345-360	20	1800	1450	1200	1020	815	635	505	410	315
10 x 9	46.50	465-480	18	2650	2000	1750	1470	1175	925	765	635	505
10 x 10	56.50	700-720	16	3050	2350	2000	1700	1350	1050	850	700	550
12 x 12	90.5	1290-1345	16.4	7125	5725	4750	4070	3290	2570	2035	1650	1275

\*Sieve through which substantially all the material can pass.

NOTE: To convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746; to convert tons to megagrams, multiply by 0.907; and to convert tons per 24 hours to megagrams per day, multiply by 0.907.

Komponen yang dipindahkan :

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3136	0,514	1,00	1,0000	3136,0
abu	39,4776	0,006	1,65	1,6500	23,9
protein	226,996	0,037	1,30	1,2990	174,7

serat kasar	85,5349	0,014	1,40	1,4000	61,1
lemak	105,274	0,017	0,8	0,8000	131,6
pati	2510,12	0,411	1,50	1,5000	1673,4
<b>Total</b>	<b>6103,41</b>	<b>1,00</b>			<b>5200,8</b>

Kapasitas : 6103,41 kg/jam : 6,103 ton/jam  
               : 146,48 ton/hari

Sehingga densitas campuran : 1,173556 kg/m<sup>3</sup> : 0,073 lb/ft<sup>3</sup>

Dari Perry 7th edition tabel 20-16 hal. 20-35, dengan mesh 65 maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut

Sehingga sesuai dengan tabel

Kapasitas : 146,48 ton/hari  
  Ukuran : 6 x 4,5 ft  
  Ball charge : 8,9 ton  
  Mill speed : 24 rpm  
  Power : 85 kW

## 7. Centrifugal Separator

Fungsi Untuk memisahkan pati dengan gluten

Tipe : Disk bowl

Bahan konstruksi : Stainless steel tipe 304 grade 3

Dasar pemilihan : Tekanan operasi 1 atm

Kondisi operasi : Tekanan operasi 1 atm

Laju alir massa masuk centrifuge 5806,7 kg/jam

Komponen yang masuk ke dalam centrifuge

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, rpm	Maximum centrifugal force x gravity	Liquid, gal/min	Throughput, Solids, tons/hr	Typical motor size, hp.
Tubular	1.75	50,000*	0.05-0.25			*
	4.125	15,000	0.1-10	13,200	2	
	5	15,000	0.2-20	13,200	3	
Disk	7	12,000	1.1-10	14,300		
	1/3	7,500	0.5-50	10,400	56	
	24	7,500	20-200	5,500	6	75%
Nozzle discharge	10	10,000	1.1-10	14,300		
	16	6,250	0.4-4	8,000	160	30
	27	4,250	0.4-4	6,750	40	
20	10,000	4,000	40-100	4,000	1-13	125
	16	6,250	40-100	4,000	1-13	
	30	4,250	40-100	4,000	1-13	
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03-0.25	*
	1.4	4,000	3,150	To 75	0.5-1.5	20
	1.8	4,000	3,150	To 120	1	125
	2.4	3,000	3,070	To 250	2.5-12	125
	30	3,000	3,150	To 350	3.5-15	300
	36	2,250	2,500	To 600	10-25	300
	44	1,600	1,600	To 700	14-25	400
Knife discharge	54	1,000	1,770	To 700	20-60	250
	20	1,800	920	†	20	
	36	1,200	740	†	30	
	48	900	700	†	40	

*Turbine driven, 100 lb/in <sup>2</sup> (45 Kg/cm <sup>2</sup> ) of steam at 40 lb/in <sup>2</sup> gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.	68	39,02	129	7	20,21	49
Wideley variable						
Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft <sup>3</sup>						
Note: To convert from tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.105; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.						

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3136,005	0,54	1,00	1,0000	3136,0
abu	35,33249	0,006	1,65	1,6500	21,4
protein	185,2291	0,032	1,30	1,2990	142,6
serat kasar	78,00781	0,013	1,40	1,4000	55,7
lemak	70,32283	0,012	0,8	0,8000	87,9
pati	2301,78	0,396	1,50	1,5000	1534,5
<b>Total</b>	<b>5806,7</b>	<b>1,0</b>			<b>4978,2</b>

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volume campuran}} \\ &= \frac{5806,7}{4978,2} \\ &= 1,166 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik} &= 4978,155 \text{ L/jam} \\ &= 5,0 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,083 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 1315,09 \text{ gal/jam} = 21,92 \text{ gal/menit}\end{aligned}$$

Dari Perry 7th edition tabel 18-12 hal. 18-112, dengan laju alir volumetrik maksimal antara 5-50 gal/menit digunakan disk centrifuge dengan spesifikasi

$$\begin{aligned}\text{Diameter} &= 13 \text{ in} \\ \text{Kecepatan putar} &= 7500 \text{ rpm} \\ \text{Daya} &= 6 \text{ hp} \\ \text{Gaya centrifugal maks} &= 10400\end{aligned}$$

## 8. Tangki Pencampur

Fungsi : Mencampurkan pati jagung dengan CaCl<sub>2</sub> untuk proses gelatinasi

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan

bawah dished head disertai pengaduk

Banyak tangki : 1

Suhu operasi : 30 °C

Flow rate : 5680,769 kg/jam

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade A

Pengelasan : double welded butt joint

Faktor korosi : 0,125 in

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0,801 cp (Geankoplis 4th,

Densitas air pada suhu 30 °C = 0,996 kg/L hal 960)

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3139,15	29,82	1,00	1,0000	3139,1
abu	35,3325	0,336	1,65	1,6500	21,4
protein	55,5687	0,528	1,30	1,2990	42,8
serat kasar	78,0078	0,741	1,40	1,4000	55,7
lemak	70,3228	0,668	0,80	0,8000	87,9
pati	2301,78	21,86	1,50	1,5000	1534,5
CaCl <sub>2</sub>	0,60789	0,006	2,15	2,1520	0,3
Total	5680,8	54,0			4881,5

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{5680,8}{4881,48} \text{ kg/L} \\ &= 1,164 \text{ kg/L} \\ &= 1163,74 \text{ kg/m}^3 \\ &= 72,497 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 4881,48 \text{ L} = 4,88 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate (v)} &= \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{5680,8 \text{ kg/jam}}{1163,7 \text{ kg/m}^3}\end{aligned}$$

$$= 4,881 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,048 \text{ cuft/s}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{80\%} = \frac{4,881 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 6,10186 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / l ) = 1,5

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x H \\ &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x 1,5D \\ &= 0,25 x 1,5 x 3,14 x D^3 \\ &= 1,2 x D^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 x D^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,085 x D^3$$

Volume tangki = Volume silinder + 2 x Volume tutup atas

$$6,102 = 1,2 x D^3 + 2 x 0,085 x D^3$$

$$6,102 = 1,3 x D^3$$

$$D^3 = 4,5 \text{ m}$$

$$D = 1,7 \text{ m} = 65 \text{ in}$$

standart diameter OD = 66 in = 1,68 m

(Brownell & Young, hal 90)

$$\begin{aligned}\text{tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 x \text{OD} \\ &= 1,5 x 1,7\end{aligned}$$

$$= 2,5146 \text{ m}$$

Menghitung bagian dish head ( tutup atas & bawah) :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\ &= 0,28 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times \text{ID}^3 \\ &= 0,392 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume larutan dalam silinder =

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan dalam bejana} - \text{volume larutan dalam dished head} \\ &= 4,881 - 0,392 \\ &= 4,489 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2} \\ &= 2,058 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam bejana (Hb) =

$$\begin{aligned}\text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{tinggi larutan dalam dished head} \\ &= 2,058 + 0,2833 \\ &= 2,342 \text{ m} \\ &= 7,6822 \text{ ft}\end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}\text{PH} &= \rho H / 144 \\ &= 72 \times 7,682 / 144 \\ &= 3,9 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 15 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}P_d &= 1,1 \times \text{PH} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (3,868 + 15)\end{aligned}$$

$$= 20,42 \text{ psia}$$

$$= 5,724 \text{ psig}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 10350 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young hal 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young hal 251})$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{Pd \times OD + C}{2(f.E + Pd)} \\ &= \frac{20,42 \times 66}{2(10350 \times 0,8 + 18,77)} + 2/16 \\ &= 0,0812 + 0,125 \\ &= 0,206 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 3/16 \text{ in} = 0,19 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0,2$$

$$ID = 66 \text{ in} = 1,7 \text{ m}$$

### Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 66 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$icr = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 20,42 \times 66}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 18,78)} + 2/16 \\ &= 0,144 + 0,125 \\ &= 0,269 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $5/16$  in = 0,008 m  
sf = 3 in = 0,08 m

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &\quad + 2 \times \text{sf} \\ &= 2,515 + 2 \times 0,283 + 2 \times 0,1 \\ &= 3,2 \text{ m}\end{aligned}$$

## Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi Impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

(Geankoplis)

Ketentuan :

a. perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adalah

$$Da/Dt = 1/3, Da = 1/3 \cdot Dt = 0,6 \text{ m} = 22 \text{ in}$$

b. perbandingan posisi sudut impeller dengan diameter impeller adalah

$$E/Da = 1, E = D \cdot 0,6 \text{ m}$$

c. perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$W/Da = 1/5, W = 0,1 \text{ m}$$

d. perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adalah

$$j/Dt = 1/12, j = 0,140 \text{ m}$$

e. perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$L/D_a = \frac{1}{4}, L = 0,140 \text{ m}$$

### Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Asumsi kecepatan putar: 57 rpm

$$= 1,0 \text{ rps} \quad (\text{maximal 1})$$

$$\begin{aligned}\phi_s &= \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}} \\ &= \frac{1742,3}{4881,5} \\ &= 0,357\end{aligned}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,801 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}\mu_{\text{campuran}} &= \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 5,518 \text{ cp} \\ &= 0,00552 \text{ kg/ms} = 0,004 \text{ lbm/ft.s}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$\begin{aligned}Re &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,6^2 \times 1 \times 1164)}{0,005518} \\ &= 62567 \text{ (aliran turbulen)}\end{aligned}$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number

$$N_p = 4 \text{ (hal 159)}$$

Tenaga untuk pengadukan:

$$\begin{aligned}P &= N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \rho \\ &= 4 \times 0,857 \times 0,1 \times 1164 \\ &= 217,45 \text{ J/s} = 0,217 \text{ kW} \\ &= 0,292 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Asumsi efisiensi motor = 80%

Tenaga motor untuk peni = 0,365 Hp

## 9. JET COOKER

Fungsi = Memanaskan slurry starch agar larut secara sempurna dengan menginjeksikan steam

Kondisi ope P = 125 kPa

$$T = 105^{\circ}\text{C}$$

Bahan = Carbon Steel A 283 grade C

Campuran masuk jet cooker :

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3139,15	0,503	1,00	1,0000	3139,1
abu	35,3325	0,006	1,65	1,6500	21,4
protein	55,5687	0,009	1,30	1,2990	42,8
serat kasar	78,0078	0,012	1,40	1,4000	55,7
lemak	70,3228	0,011	0,8	0,8000	87,9
pati	2301,78	0,369	1,50	1,5000	1534,5
CaCl <sub>2</sub>	0,60789	1E-04	2,15	2,1520	0,3
steam	565,564	0,091	0,0	0,0020	287815,7
Total	6246	1			292697

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{6246}{292697} \\ &= 0,021 \text{ kg/L} \\ &= 21,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,329 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pipa steam masuk :

Massa steam = 565,56 kg/jam = 0,346 lb/s

Specific volume = 0,509 m<sup>3</sup>/kg (steam pada 140 C)  
= 39,62 ft<sup>3</sup>/lb (Geankoplis 3rd, hal 859)

$\rho$  steam = 0,025 lbm/ft<sup>3</sup>  
= 1,965 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate steam} &= \frac{\text{massa steam}}{\text{density steam}} = \frac{0,346 \text{ lbm/s}}{0,025 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 13,7 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 823,3 \text{ ft}^3/\text{m}\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}D_{\text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 3,24971 \times 0,619827 \\ &= 7,856 \text{ in}\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 8 in sch 40 (kern, hal 844)

$$\text{OD} \quad 8,63 \text{ in}$$

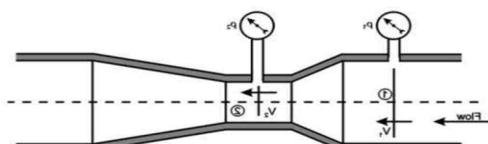
$$= 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} \quad 7,98 \text{ in}$$

$$= 0,665 \text{ ft}$$

$$A_1 \quad 50 \text{ in}^2$$

$$= 0,347 \text{ ft}^2$$



$$\text{Kecepatan aliran} = \frac{13,72 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,3 \text{ ft}^2}$$

$$v_1 \quad = 40 \text{ ft/s}$$

$$= 12,0 \text{ m/s}$$

Menentukan ukuran jet steam :

$$\text{inlet : } T_1 = 140,0 \text{ C}$$

$$P = 316,30 \text{ kPa}$$

$$H_1 = 589,13 \text{ kJ/kg} = 253,808 \text{ Btu/lbm}$$

$$V_1 = 2733,9 \text{ kJ/kg} = 1177,814 \text{ Btu/lbm}$$

(Data H dan V diperoleh dari Geankolis Appendix A.2 tabel A.2-9 hal.

962-963)

Keadaan :  $P = 101 \text{ kPa} = 101,30 \text{ N/m}^2$

$$T_2 = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_2 = 440,15 \text{ J/kg} = 189,6 \text{ Btu/lbm}$$

$$V_2 = 2683,8 \text{ J/kg} = 1156,2 \text{ Btu/lbm}$$

(Data H dan V diperoleh dari Geankoplis Appendix A.2 tabel A.2-9 hal. 962-963)

$$\begin{aligned} v_2 &= v_1^2 - 2g_c(H_2 - H_1) \\ &= 1562 - 2 \times 32 \quad \times (189,6 - 253,8) \\ &= 5692 \end{aligned}$$

$$v_2 = 5692 \text{ ft/s}$$

Menetukan ratio diameter inlet dan outlet nozzle dengan pers.

Kontinuitas

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{v_1 V_2}{v_2 V_1} = \frac{39,52 \times 1156,23}{5691,9 \times 1177,81}$$

$$\frac{A_2}{A_1} = 0,007$$

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{D^2 \text{ throath}}{D_1^2}$$

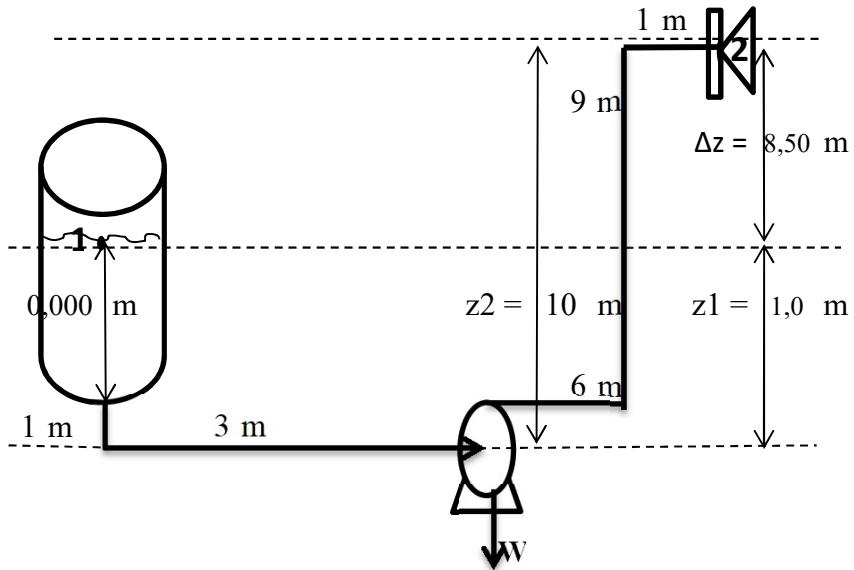
$$\begin{aligned} D^2 \text{ throath} &= 0,007 D_1^2 \\ &= 0,007 \times 63,696 \\ &= 0,43 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$D \text{ throath} = 0,659 \text{ in}$$

## 10. Pompa

Fungsi Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tank menuju jet cooker

Tipe Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 Permukaan liquid di Mixing Tank

Titik 2 Permukaan pipa masuk Jet Cooker

Dasar perencanaan :

$$T \text{ bahan masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\rho \text{ air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, A.2-3})$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} &= 0,8007 \text{ cp} && (\text{Geankoplis, A.2-4}) \\ &= 0,0008 \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

$$\text{Rate massa larutan masuk} = 5680,8 \text{ kg/jam} \quad \text{Mixing Tank}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Larutan} &= 1163,74 \text{ kg/m}^3 \\ &= 72,651 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viscositas Larutan} = 0,0055 \text{ kg/m s} = 5,518 \text{ cp}$$

$$\boxed{\text{Data yang diberikan} - \frac{\text{Rate massa larutan}}{\text{ }} - \frac{5680,8}{\text{kg/jam}}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kata volume} &= \frac{\text{densitas larutan}}{\text{ }} = 1163,74 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 4,881 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0014 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,048 \text{ ft}^3/\text{s} = 21,4941 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa = 20 m

Ketinggian  $l = 9,5 \text{ m}$

3 buah elbow  $90^\circ$  :  $K_f = 0,8$

(Geankoplis 4th, tabel 2.10-1 hal 99)

1 globe valve :  $K_f = 6$

(Geankoplis 4th, tabel 2.10-1 hal 99)

$P_1 = 101,3 \text{ kPa}$

$P_2 = 101,3 \text{ kPa}$

Asumsi aliran turbulen (Peter & Timmerhaus 3th, hal 381)

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,255 \times 1,746 \\
 &= 1,734 \text{ in} \\
 &= 0,044 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Digunakan pipa 2 in sch 40 : (geankoplis, hal 892)

$$ID = 2,067 \text{ in} = 0,053 \text{ m}$$

$$A = 0,023 \text{ ft}^2 = 0,002 \text{ m}^2 = 3,350 \text{ in}^2$$

$$v = \frac{0,001}{0,002} \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m}^2} = 0,627 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}
 N_r &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= \frac{1164 \times 0,053 \times 0,627}{0,0055} \\
 &= 6947,3 \text{ (memenuhi } > 2100)
 \end{aligned}$$

## Perhitungan Friksi

### 1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$hc = \frac{Kc v_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

dimana :  $Kc = 0,55 (1 - (A_2/A_1))$

$$v_2 = v$$

Karena luas pemukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

maka :  $A_1 >>>> A_2$

Jadi = 0,550 dengan

$$hc = \frac{0,550 \times 0,627^2}{2 \times 1} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$
$$= 0,108 \text{ J/kg}$$

### 2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus  $c = 20 \text{ m}$

Bahan pipa adalah *commercial stell*,

dengan = 0,00005 m (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$\epsilon/D = 0,0009$$

$$Nre = 6947,3$$

$$L = 20 \text{ m}$$

Dari Geankoplis Fig. 2.10-3 hal 92 diperoleh  $f = 0,0080$

$$F_f = \frac{4 f v_2^2 L}{2 D} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 92})$$
$$= \frac{4 \times 0,008 \times 0,627^2 \times 20}{2 \times 0,053}$$
$$= 2,339 \text{ J/kg}$$

### 3 Friksi karena belokan (elbow) dan valve

$$\begin{aligned}
 hf &= 3 \frac{K_f v_2^2}{2} + \frac{K_f v_2^2}{2} \\
 &= 3 \frac{0,750 \times 0,394}{2} + \frac{6 \times 0,394}{2} \\
 &= 1,624 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

#### **4 Friksi yang terjadi karena adanya *expansion (fluida masuk ke jet cooker)***

$$hex = \frac{Kex v_2^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\text{dimana } Kex = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Dimisalkan luas permukaan jet cooker 9 kali luas permukaan pipa  
mak:  $A_2 = 1/9 A_3$

$$\begin{aligned}
 Kex &= (1 - 1/9)^2 \\
 &= 0,790
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hex &= \frac{0,790 \times 0,627^2}{2} \\
 &= 0,156 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned}
 \sum F_s &= hc + F_f + h_f + hex \\
 &= 0,108 + 2,339 + 1,624 + 0,156 \\
 &= 4,227 \text{ J/kg} = 1,4 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m
 \end{aligned}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$Z_2 = 10 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 8,50 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 1163,7 \text{ kg/m}^3$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 0,627 \text{ m/s}$$

$\alpha = 1$ , untuk aliran turbulen

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance* :

$$Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2 \alpha} - W_s - \sum F = Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2 \alpha}$$

(Geankoplis 4th, hal 100)

$$10 + \frac{101,3}{1164} + 0 - W_s - 4,2 = 93 + \frac{101,3}{1164} + 0,197$$

$$- W_s = 87,723 \text{ J/kg}$$

$$\text{head pompa} = 29,349 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dipakai pompa centrifuge single stage karena head pompa <488 m (Perry,p.6-8)

**Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 28%**

(Peter & Timmerhaus, hal 520)

Untuk kapasitas larutan yang masuk = 21,494 gal/min

$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$  (Geankoplis 4th, hal 69)

$$= \frac{88}{0,3} = 313,3 \text{ J/kg}$$

brake  $= \frac{W_p \times m}{1000}$

horsepower

$$= \frac{313,3 \times 1,578}{1000}$$

$$= 0,494 \text{ kW} = 0,662 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

**Efisiensi motor ( $\eta_e$ ) = 80%** (Peter & Timmerhaus, hal 521)

Power  $= \frac{0,494}{0,80}$

$$= 0,618 \text{ kW}$$

$$= 0,8281 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

## 11. REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : mengkonversi pati menjadi dekstrin, dekstrosa, dan maltosa oleh enzim  $\alpha$ -amilase

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai koil pendingin

Banyak tangki : 1

Waktu pengisian : 2 jam/ reaktor

Suhu operasi : 95 °C

Flow rate : 6248,061 kg/jam

Bahan Kontruksi Stainless steel SA 240 grade A tipe 410

Viskositas air pada suhu 95 °C = 0,2995 cp

Densitas air pada suhu 95 °C = 0,962 kg/L

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3689,369	0,5905	1	1,0000	3689,4
abu	35,332	0,0057	1,65	1,6500	21,4
protein	55,569	0,0089	1,3	1,2990	42,8
serat kasar	78,008	0,0125	1,4	1,4000	55,7
lemak	70,323	0,0113	0,8	0,8000	87,9
pati	2025,566	0,3242	1,5	1,5000	1350,4
cacl2	0,608	0,0001	2,15	2,1520	0,3
$\alpha$ -amilase	1,726	0,0003	1,04	1,0400	1,7
maltosa	145,780	0,0233	1,04	1,0380	140,4
dekstrosa	76,726	0,0123	1,54	1,5440	49,7
dekstrin	69,053	0,0111	1,54	1,5400	44,8
<b>Total</b>	<b>6248,0606</b>	<b>1,0000</b>			<b>5484,480</b>

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{6248,06}{5484,48} \text{ kg/L} \\ &= 1,139 \text{ kg/L}\end{aligned}$$

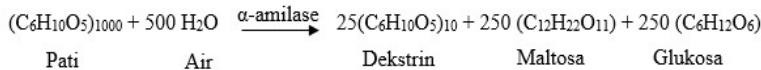
$$= 1139,2 \text{ kg/m}^3$$

$$= 70,970 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 5484,4798 \text{ L} = 5,4845 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate (v)} &= \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{6248,061}{1139,226} \text{ kg/jam} \\ &= 5,484 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0538 \text{ uft/s}\end{aligned}$$

## Reaksi



$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= v_0 \times \tau \\ &= 5,484 \times 2,0 \\ &= 10,9690 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= \frac{\text{volume bahan}}{0,8} = \frac{10,969}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 13,7 \text{ m}^3\end{aligned}$$

## Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (  $H_s / D = 1,5$  )

$$\text{Volume silinde} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
 &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
 &= 1,18 \times D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup atas} &= 0,085 \times D^3 \\
 \text{Volume tutup bawah} &= 0,085 \times D^3 \\
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas} \\
 13,711 &= 1,18 \times D^3 + 2 \times 0,085 \times D^3 \\
 13,711 &= 1,35 \times D^3 \\
 D^3 &= 10,2 \text{ m} \\
 D &= 2,17 \text{ m} = 85,3 \text{ in} \\
 \text{standart diameter OD} &= 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\
 &= 1,5 \times 2,29 \\
 &= 3,4290 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\
 &= 0,3863 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times ID^3 \\
 &= 0,9909 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam silinder =  
volume larutan dalam bejana - volume larutan dalam dished head

$$\begin{aligned}
 &= 5,4845 - 0,9909 \\
 &= 4,4936 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2} \\ &= 1,1108 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam bejana (Hb)} &= \\ \text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{tinggi larutan dalam dished head} &= 1,1108 + 0,3863 \\ &= 1,4971 \text{ m} \\ &= 4,9117 \text{ ft}\end{aligned}$$

### **Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )**

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}PH &= \rho H / 144 \\ &= 71 \times 4,912 / 144 \\ &= 2,42 \text{ psia} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (2,421 + 14,7) \\ &= 18,833 \text{ psia} \\ &= 4,133 \text{ psig}\end{aligned}$$

### **Menentukan Ketebalan Silinder**

$$f = 15100$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0 \quad (\text{stainless steel, faktor korosi dianggap nol})$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{18,833 \times 90}{2(15100 \times 0,8 + 18,83)} + 0 \\
 &= 0,0700 + 0 \\
 &= 0,070 \text{ in} = \frac{1,12}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal plate standart (diambil) =  $\frac{5}{16}$  in = 0,31 in

$$\text{OD} = \text{ID} - 2t_{\text{silinder}}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 \times 0$$

$$\text{ID} = 89,4 \text{ in} = 2,27 \text{ m}$$

### **Menentukan Dimensi Tutup (dished head)**

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

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

$$icr = 5,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\
 &= \frac{0,885 \times 18,833 \times 90 + 0}{(15100 \times 0,8 - 0,1 \times 18,83)} \\
 &= 0,1242 + 0 \\
 &= 0,1242 \text{ in} = \frac{1,99}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $\frac{5}{16}$  in = 0,008 m

sf = 3 in = 0,08 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\
 &\quad + 2 \times sf \\
 &= 3,4290 + 2 \times 0,386 + 2 \times 0,08 \\
 &= 4,35 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## **Perhitungan Pengaduk**

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi Impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki  
*(Geankoplis)*

Ketentuan :

a. perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adal

$$Da/Dt = 1/3, Da = 1/3 \cdot Dt = 0,76 \text{ m} = 30 \text{ in}$$

b. perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$E/Da = 1, E = Da = 0,76 \text{ m}$$

c. perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$W/Da = 1/5, W = 0,15 \text{ m}$$

d. perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adal

$$j/Dt = 1/12, j = 0,191 \text{ m}$$

e. perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impell adalah

$$L/Da = 1/4, L = 0,191 \text{ m}$$

## **Menghitung bilang reynold**

Asumsi kecepatan putar = 18 rpm  
= 0,3 rps

$$\phi_s = \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}}$$

$$= \frac{1604,6924}{5484,4798}$$

$$= 0,2926$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,2995 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 2,056 \text{ cp}$$

$$= 0,0020563 \text{ kg/ms} = 0,0014 \text{ lbm/ft.s}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,76^2 \times 0,3 \times 1139)}{0,002056}$$

$$= 96504 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number  
 $N_p = 5$  (hal 159)

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = N_p \times N^3 Da^5 \times \rho$$

$$= 5 \times 0,03 \times 0,26 \times 1139,2$$

$$= 39,511 \text{ J/s} = 0,0395 \text{ kW}$$

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

Asumsi efisiensi motor = 0,8

Tenaga motor untuk pengaduk = 0,07 Hp

## Perhitungan Coil Pendingin

$$T_1 = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$203 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$203 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 117 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### a. Neraca energi

$$\begin{aligned} Q \text{ diserap pendingin} &= 8011,164 \text{ kJ/jam} \\ &= 7593,118 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air pendingin} &= 14242,254 \text{ kg/jam} \\ &= 31398,759 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

### b. LMTD

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{-27,0}{-0,262} = 102,910$$

### c. Temperatur kalorik

$$\Delta T = T_2 - T_1 = 0$$

$$\Delta t = t_2 - t_1 = 27$$

Berdasarkan penjelasan Kern halaman 111 point (3)

karena temperature range kurang dari 50-100 °F

maka nilai Tc dan tc :

$$T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = 203$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 99,5$$

#### d. Coil Pendingin

$$\text{Debit air pendingin yang dibutuhkan} = \frac{\text{massa}}{\rho} \text{ kg/jam}$$
$$= 14,242 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Batas kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5-2,5 m/s

(Coulson, 1983)

Dipilih  $v = 2,5 \text{ m/s}$

Luas permukaan aliran pipa adalah :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{14,24225445 \text{ m}^3/\text{jam}}{2,5 \text{ m/s} \times 3600 \text{ s}} = 0,0016 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa adalah

$$D = \left( \frac{4 \times A}{3,14} \right)^{0,5} = 0,0448987 \text{ m} = 1,77 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (kern, 1983), diambil diameter ukuran pipa standa adalah :

Diameter pipa 2 in sch 40

Panjang blade = 0,762 m = 2,5 ft

ID = 2,067 in = 0,1723 ft

OD = 2,4 in = 0,1983 ft

$a' = 3,35 \text{ in}^2 = 0,023 \text{ ft}^2$

$a'' = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$\rho = 70,97 \text{ lbm/ft}^3$

$\mu = 0,801 \text{ cp} = 0,00054 \text{ lb/ft.s}$  (geankoplis A.24)

$k = 0,356 \text{ Btu/hr.ft}^2.(F/\text{ft})$  (kern, table 4)

$cp = 1 \text{ Btu/lb.F}$

ID (tangki) = 2,27 m = 7,45 ft

bagian coil

Kecepatan alir massa air adalah :

$$Gt = \frac{m}{a'} = \frac{31398,75901}{0,023 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{lb/jam}}{3600 \text{ s}} = 374,91056 \text{ lb/ft}^2\text{s}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = \frac{Gt}{\rho} = 5,2827 \text{ ft/s} = 1,6102 \text{ m/s} \text{ (memenuhi)}$$

bilangan reynold fluida dalam pipa adalah :

$$Nre = \frac{D \times Gt}{\mu} = 80,652 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$j = 235 \text{ (kern, hal 718)}$$

$$[c\mu/k]^{1/3} = 2,409$$

$$\text{Asumsi } [\mu/\mu_w] = 1$$

$$h_o = j \cdot (k/D) \cdot [c \cdot \mu/k]^{1/3} \cdot [\mu/\mu_w]^{0.14}$$
$$= 27,1 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F}$$

$$h_i = 235 \times 14 = 3286,1 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (d_i/d_o)$$
$$= 3286,1 \times \frac{2,1}{2,4} = 2853,9 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih :

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o)$$
$$= 26,8 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F}$$

Ditetapkan  $R_d = 0,001$  (kern, hal.845)

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \cdot U_d)$$

$$0,001 = \frac{26,8 - U_d}{26,8 \times U_d}$$

$$U_d = 26,1 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

$$Q = 8011,163625 \text{ kJ/jam} = 7593,1 \text{ btu/jam}$$

Luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{2,827}{26,1} \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2,8268}{0,622} = 4,545 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan coil :

$D_c = 0,1 \text{ ft}$  lebih besar dari diameter pengaduk  
dan lebih kecil dari diameter vessel

$$n_c = \frac{L}{\pi \cdot D_c} = \frac{4,5}{3,14 \times 0,1} \\ = 10 \text{ buah}$$

Jarak setiap lingkaran 2 in

$$L_c = (n_c - 1)((h_c + d_o) + d_o)$$

$$L_c = 67,6 \text{ in} = 1,72 \text{ m}$$

## 12. REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi : mengkonversi pati menjadi dekstrin, dekstrosa, dan maltosa oleh enzim glukoamilase

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai koil pendingin

Banyak tangki : 6

Waktu pengisian : 8 jam/ reaktor

Suhu operasi : 60 °C

Flow rate : 6268,739 kg/jam

Bahan Kontruksi Stainless steel SA 240 grade A tipe 410

Viskositas air pada suhu 60 °C = 0,4688 cp

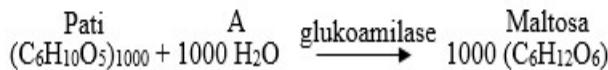
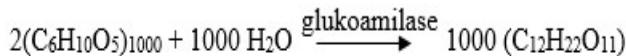
Densitas air pada suhu 60 °C = 0,983 kg/L

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3702,397	0,5906	1	1,0000	3702,4
abu	35,332	0,0056	1,65	1,6500	21,4
protein	55,569	0,0089	1,3	1,2990	42,8
serat kasar	78,008	0,0124	1,4	1,4000	55,7
lemak	70,323	0,0112	0,8	0,8000	87,9
pati	2025,566	0,3231	1,5	1,5000	1350,4
cacl2	0,608	0,0001	2,15	2,1520	0,3
$\alpha$ -amilase	1,726	0,0003	1,04	1,0400	1,7
maltosa	145,780	0,0233	1,04	1,0380	140,4
dekstrosa	76,726	0,0122	1,54	1,5440	49,7
dekstrin	69,053	0,0110	1,54	1,5400	44,8
HCl	6,131	0,0010	1,17	1,1700	5,2
AMG	1,519	0,0002	1,23	1,2291	1,2
<b>Total</b>	<b>6268,7392</b>	<b>1,0000</b>			<b>5503,984</b>

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{6268,74}{5503,98} \text{ kg/L} \\
 &= 1,139 \text{ kg/L} \\
 &= 1138,9 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 70,952 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 5503,9845 \text{ L} = 5,5040 \text{ m}^3 \\
 \text{Volumetric rate (v)} &= \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas campuran}} \\
 &= \frac{6268,739}{1138,946} \text{ kg/jam} \\
 &= 5,504 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0540 \text{ uft/s}
 \end{aligned}$$

Reaksi



$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= v_0 \times \tau \\ &= 5,504 \times 8,0 \\ &= 44,0319 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \frac{\text{volume bahan}}{0,8} = \frac{44,032}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 55 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head  
dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( $H_s / D = 1,5$ )

$$\begin{aligned} \text{Volume silinde} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\ &= 1,18 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 \times D^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup bawah} &= 0,085 \times D^3 \\
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas} \\
 55,040 &= 1,18 \times D^3 + 2 \times 0,085 \times D^3 \\
 55,040 &= 1,35 \times D^3 \\
 D^3 &= 40,9 \text{ m} \\
 D &= 3,44 \text{ m} = 136 \text{ in} \\
 \text{standart diameter OD} &= 138 \text{ in} = 3,505 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\
 &= 1,5 \times 3,51 \\
 &= 5,2578 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\
 &= 0,5924 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times \text{ID}^3 \\
 &= 3,5788 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam silinder} - \text{volume larutan dalam dished head} \\
 &= 5,5040 - 3,5788 \\
 &= 1,9252 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2} \\
 &= 0,2022 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam bejana (Hb)} &= \\
 \text{tinggi larutan dalam silinder} &+ \text{tinggi larutan dalam dished head} \\
 &= 0,2022 + 0,5924
 \end{aligned}$$

$$= 0,7945 \text{ m}$$

$$= 2,6068 \text{ ft}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} PH &= \rho H / 144 \\ &= 71 \times 2,607 / 144 \\ &= 1,2844 \text{ psia} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (1,2844 + 14,7) \\ &= 17,583 \text{ psia} \\ &= 2,883 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 15600$$

$$E = 0,8$$

C = 0 (stainless steel, faktor korosi dianggap nol)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C \\ &= \frac{17,583 \times 138}{2(15600 \times 0,8 + 17,75)} + 0 \\ &= 0,0971 + 0 \\ &= 0,097 \text{ in} = \frac{1,55}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

tebal plate standart (diambi = 7/16 in = ## in

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0$$

$$ID = 137 \text{ in} = 3,48 \text{ m} = 11,4 \text{ ft}$$

### Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 138 \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

$$icr = 8,38 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 17,583 \times 132 + 0}{(15600 \times 0,8 - 0,1 \times 17,75)} \\ &= 0,1646 + 0 \\ &= 0,1646 \text{ in} = \frac{2,63}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar (diambil)} = 7/16 \text{ in} = 0,011 \text{ m}$$

$$sf = 3,5 \text{ in} = 0,09 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &\quad + 2 \times sf \\ &= 5,2578 + 2 \times 0,592 + 2 \times 0,09 \\ &= 6,62 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

Da = Diameter Impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi Impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki  
*(Geankoplis)*

Ketentuan :

- a. perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adalah  
 $Da/Dt = 1/3$ ,  $Da = 1/3 \cdot Dt = 1,17 \text{ m} = 46 \text{ in}$
- b. perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $E/Da = 1$ ,  $E = Da = 1,17 \text{ m}$
- c. perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah  
 $W/Da = 1/5$ ,  $W = 0,23 \text{ m}$
- d. perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adalah  
 $j/Dt = 1/12$ ,  $j = 0,292 \text{ m}$
- e. perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah  
 $L/Da = 1/4$ ,  $L = 0,292 \text{ m}$

### Menghitung bilangan reynold

Asumsi kecepatan putar = 11 rpm  
= 0,18 rps

$$\phi_s = \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}} = \frac{1546,8725}{5503,9845} = 0,2810$$

$\mu_{\text{air}} = 0,4688 \text{ cp}$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 3,002 \text{ cp}$$
$$= 0,0030018 \text{ kg/ms} = 0,002 \text{ lbm/ft.s}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(1,17^2 \times 0,18 \times 1139)}{0,003002}$$

$$= 94962 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number  
 $N_p = 5$  (hal 159)

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = N_p \times N^3 Da^5 \times \rho$$

$$= 5 \times 0,0062 \times 2,18 \times 1138,9$$

$$= 76,411 \text{ J/s} = 0,0764 \text{ kW}$$

$$= 0,102 \text{ Hp}$$

Asumsi efisiensi motor = 0,8

Tenaga motor untuk pengaduk = 0,13 Hp

### Perhitungan Coil Pendingin

$$T_1 = 95 \text{ } ^\circ\text{C} \quad t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$203 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 95 \text{ } ^\circ\text{C} \quad t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$203 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta_{t1} = 90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta_{t2} = 117 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap pendingin} = 43906,10927 \text{ kJ/jam}$$

$$= 41614,96205 \text{ btu/jam}$$

$$\text{kebutuhan air pendingin} = 35729,733 \text{ kg/jam}$$

$$= 78770,483 \text{ lb/jam}$$

**b. LMTD**

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{-27,0}{-0,262} = 102,910$$

**c. Temperatur kalorik**

$$\Delta T = T_2 - T_1 = 0$$

$$\Delta t = t_2 - t_1 = 27$$

Berdasarkan penjelasan Kern halaman 111 point (3)

karena temperature range kurang dari 50-100 °F

maka nilai  $T_c$  dan  $t_c$  :

$$T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = 203$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 99,5$$

**d. Coil Pendingin**

$$\text{Debit air pendingin yang dibutuhkan} = \frac{\text{massa}}{\rho} \text{ kg/jam} \\ = 35,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Batas kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5-2,5 m/s  
(Coulson, 1983)

Dipilih  $v = 2,5 \text{ m/s}$

Luas permukaan aliran pipa adalah :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{35,72973259 \text{ m}^3/\text{jam}}{2,5 \text{ m/s} \times 3600 \text{ s}} = 0,004 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa adalah

$$D = \left( \frac{4 \times A}{3,14} \right)^{0,5} = 0,0711146 \text{ m} = 2,8 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (kern, 1983), diambil diameter ukuran pipa standa adalah :

Diameter pipa 3 in sch 40

$$\text{Panjang blade} = 1,1684 \text{ m} = 3,8333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$a' = 7,38 \text{ in}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\rho = 70,952 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,801 \text{ cp} = 0,00054 \text{ lb/ft.s (geankoplis A.24)}$$

$$k = 0,356 \text{ Btu/hr.ft}^2.(F/\text{ft}) \text{ (kern, table 4)}$$

$$cp = 1 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\text{ID (tangki)} = 3,48 \text{ m} = 11,4 \text{ ft}$$

bagian coil

Kecepatan alir massa air adalah :

$$Gt = \frac{m}{a'} = \frac{78770,48307}{0,051 \text{ ft}^2} \frac{\text{lb/jam}}{3600 \text{ s}} = 426,94029 \text{ lb/ft}^2.\text{s}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = \frac{Gt}{\rho} = 6,0173 \text{ ft/s} = 1,8341 \text{ m/s (memenuhi)}$$

bilangan reynold fluida dalam pipa adalah :

$$Nre = \frac{D \times Gt}{m} = 202872,03 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$j = 1600 \text{ (kern, hal 718)}$$

$$[c\mu/k]^{1/3} = 2,732$$

Asumsi  $[\mu/\mu_w] = 1$

$$\begin{aligned} h_o &= j \cdot (k/D) \cdot [c \cdot \mu/k]^{1/3} \cdot [\mu/\mu_w]^{0.14} \\ &= 136,2 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot F \end{aligned}$$

$$h_i = 1600 \times 10,7 = 17099 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot F$$

$$h_{io} = h_i \cdot (d_i/d_o)$$

$$= 17099 \times \frac{3,1}{3,5} = 14989 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot F$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih :

$$\begin{aligned} U_c &= (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) \\ &= 135,0 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot F \end{aligned}$$

Ditetapkan  $R_d = 0,001$  (kern, hal.845)

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \cdot U_d)$$

$$0,001 = \frac{135,0 - U_d}{135,0 \times U_d}$$

$$U_d = 118,9 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot F$$

$$Q = 43906,10927 \text{ kJ/jam} = 41614,962 \text{ btu/jam}$$

Luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = 3,400 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{3,4005}{0,917} = 3,708 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan coil :

$D_c = 0,3 \text{ ft}$  lebih besar dari diameter pengaduk  
dan lebih kecil dari diameter vessel

$$n_c = \frac{L}{\pi \cdot D_c} = \frac{3,7}{3,14 \times 0,3}$$

$$= 4,62 \approx 5 \text{ buah}$$

Jarak setiap lingkarai 2 in

$$L_c = (n_c - 1)((h_c + d_o) + d_o)$$

$$L_c = 36 \text{ in} = 0,91 \text{ m}$$

### 13. ROTARY VACUUM DRUM FILTER

Fungsi : Memisahkan padatan/pengotor yang terikut dalam larutan dekstrosa

Tipe : Rotary drum vacuum filter

Dasar Pemilih : Cukup akurat dalam pemisahan dextrose dari padatan  
Bahan

- Drum : carbon steel SA 283 grade A

- Filter : kanvas

$$\text{Flowrate} = V / At_c = [2f(-\Delta P)/tc.m.a.cs]^{0.5}$$

(geankoplis 918)

Dimana :  $V/t_c$  : Laju Volumetrik filtrat,  $\text{m}^3/\text{det}$

A : Luas Permukaan filter,  $\text{m}^2$

$t_c$  : waktu siklus (time cycle) filter, det

$C_s$  : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk,  
(kg padatan /  $\text{m}^3$  filtrat)

$(-\Delta P)$  : perbedaan tekanan, Pa

a : tahanan cake, m /kg padatan

f : fraksi (bagian) filter terbenam

m : viskositas air, Pa.det

$$\rho_{\text{filtrat}} = 1446,48 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{filtrat}} = 0,864 \text{ Pa.s}$$

#### Laju Filtrasi

$$C_x = 0,00515 \text{ kg solid/kg slurry} \quad (\text{Coulson, table 7.3})$$

Moisture content 50 %, solid content 5%

diambil: = 50,1 kg cake basah/kg cake kering

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - m C_x} \quad (\text{geankoplis, 918})$$

$$C_s = 10,0489$$

Rate larutan masuk = 6268,75 kg/jam

$$V / t_c = \frac{3,7 C_x}{C_s}$$

$$V / t_c = 0,0019 \text{ m}^3 \text{ filtrat/ det}$$

Asumsi  $-(\Delta P) = 67000 \text{ Pa} = 9,72 \text{ psia}$

(coulson, hal 410)

Cake spesific resistant :

$$\alpha = (4.37 \times 10^9)(-\Delta P)^{0.3}$$
$$= 1,22547E+11 \text{ m/kg}$$

(Geankoplis 4th, hal 918)

$$f = 0,5$$

(Geankoplis 4th, hal 918)

$$V / Atc = [2f(-\Delta P)/tc.\mu.\alpha.cs]^{0.5}$$

$$\frac{0,00189722}{A} = \left[ \frac{2 \times 0,5 \times 67000}{6 \times 0,86400 \times 1,22547E+11 \times 10,0489} \right]^{0,5}$$
$$\frac{0,00189722}{A} = 0,000320 \text{ m}^3$$

$$A = 5,9288 \text{ m}^2$$

Ukuran drum = L / D = 2

$$A = \pi \times D \times L$$

$$5,9288 = 2 \times \pi \times D^2$$

$$D = 0,9712 \text{ m}$$

$$L = 1,94239 \text{ m}$$

ditentukan :

$$\text{Diameter} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 3 \text{ m}$$

Perendaman = 0,4 bagian dari drumm

untuk konstan filtrasi :

$$L/v = 0,0019$$

$$\rho\mu v = 3,48E+10$$

Tekanan untuk feed berupa glucose : 33000 Pa

sehingga  $\Delta P = 68300 \text{ Pa}$

(Coulson, hal 410)

laju produksi filtrate = 1,74132 kg/s

bulk density (assumsi) = 880,0 kg/m<sup>3</sup>

persamaan untuk filtrasi tekanan konstan

$$V^2 + \frac{2 L A V}{v} = \frac{2 (-\Delta P) A^2 t}{r\mu v}$$

Area of filtering surface =  $2 \pi L = 12,571 \text{ m}^2 =$

$$= 135,3177 \text{ ft}^2$$

ketika ketebalan cake minimum = 0,005 m (uhlig)

Bulk volume cake deposit = 0,0629 m<sup>3</sup>/revolution

jika r produksi filtrasi = w kg/s

for 40 percent slurry =

$$\frac{s}{s+w} = 0,4 \quad \text{massa solid} = 0,66 w$$

$$\text{volum solids desposited} = \frac{0,66 \times w}{880} = 0,0008$$

jika 1 revolusi membutuhkan t s, maka 0,00075

$$w = 0,0629$$

massa filtrat per revolusi = 45,75 kg

$$\text{rate filtrat} = 0,001 w \text{ m}^3/\text{s} = V/t$$

$$\text{sehingga } V^2 = 0,0021$$

$$V = 0,046$$

subtitusi nilai V kedalam persamaan

$$V^2 + \frac{2 L A V}{v} = \frac{2 (-\Delta P) A^2 t}{\rho \mu v}$$

$$\text{sehingga } = 6,9712 \text{ s}$$

$$\text{waktu untuk 1 putaran} = \frac{6,9712}{0,4} = 17,4 \text{ s}$$

$$\text{kecepatan} = 1 / 17,428 = 0,0574 \text{ Hz}$$

$$w = \frac{45,8}{17,4} = 2,625 \text{ kg/s}$$

## 14. Cooler

Fungsi : Mendinginkan slurry dari jet cooker dari suhu 105 C menjadi suhu 95 C

Bentuk : Double Pipe

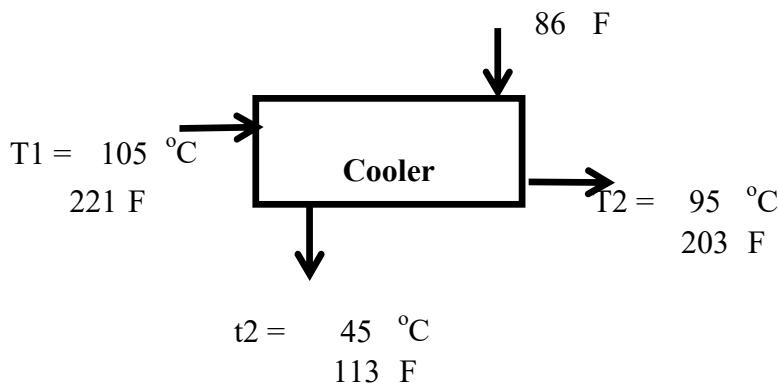
Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade C

Suhu operasi : 105 C

Jumlah : 1 buah

Laju alir massa masuk = 5631,826 kg/jam

densitas larutan = 70,970 lbm/ft<sup>3</sup>



Aliran panas		Aliran dingin	
slurry glukosa		Air pendingin	
T <sub>1</sub> (F)	T <sub>2</sub> (F)	T <sub>1</sub> (F)	T <sub>2</sub> (F)
221	203	86	113

Asumsi :  $Rd_{min} = 0,002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)}(\text{ }^{\circ}\text{F})/\text{Btu}$  for aqueous solution

$\Delta P$  maksimal = 10 psi (slurry glucose) & 10 psi  
(air pendingin)

### 1) Heat balance

$$\begin{aligned} Q &= 172328,534 \text{ KJ/jam} \\ &= 163335,292 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W, \text{ air pendingin} &= 2746,928 \text{ Kg/jam} \\ &= 6055,971 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w, \text{ slurry glucose} &= 5631,826 \text{ Kg/jam} \\ &= 12416,116 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

### 2) $\Delta t$

	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	<i>Diff</i>	
1	221	<i>Higher Temp</i>	113	108	$\Delta t_2$
2	203	<i>Lower Temp</i>	86	117	$\Delta t_1$
	18	<i>Differences</i>	27	9	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_2 - T_1)$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \Delta t_2 /} = 112,57 \text{ F}$$

### 3) $T_{av}$ dan $t_{av}$

Hot Fluid

$$T_a = \frac{221 + 203}{2} = 212 \text{ F}$$

Cold Fluid

$$t_{av} = \frac{113 + 86}{2} = 99,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Digunakan : 20-ft hairpins of 4 by 1.25-in

> untuk annulus

$$\begin{aligned} D_2 &= 4 \text{ in IPS} && (\text{Kern, Tabel 11}) \\ &= 4,03 \text{ in ID} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_1 &= 3 \text{ in IPS} \\ &= 3,5 \text{ in OD} \end{aligned}$$

> untuk *inner pipe*

$$\begin{aligned} D &= 3 \text{ in IPS} \\ &= 2,9 \text{ in ID} \end{aligned}$$

<i>Cold fluid: annulus, water</i>	<i>Hot fluid: inner pipe, slurry glucose</i>
<p>4) Flow area</p> $\begin{aligned} D_2 &= 0,336 \text{ ft} \\ D_1 &= 0,292 \text{ ft} \\ a_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2)/4 \\ &= 0,022 \text{ ft}^2 \\ De &= (D_2^2 - D_1^2)/D_1 \\ &= 0,095 \text{ ft} \\ &\text{(Kern, eq. 6-3)} \end{aligned}$	<p>4) Flow area</p> $\begin{aligned} D &= 0,2417 \text{ ft} \\ a_p &= \pi D_2/4 \\ &= 0,0458 \text{ ft}^2 \end{aligned}$

5') Mass velocity

$$\begin{aligned} Ga &= w/a_a \\ &= \frac{6055,971}{0,022} \\ &= 278359 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6') Reynold Number

$$\begin{aligned} T_{av} &= 221 \text{ F} \\ \mu &= 0,801 \text{ cp} \\ &= 1,94 \text{ lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

(Kern, fig. 15)

$$\begin{aligned} Re_a &= DeG_a/\mu \\ &= \frac{0,095 \times 278359}{1,937} \\ &= 13655,378 \end{aligned}$$

7)  $jH = 52$

(Kern, fig. 24)

$$\begin{aligned} 8) \quad t_{av} &= 212 \text{ F} \\ c &= 1,000 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \\ (\text{Perry, Fig. 2}) \quad k &= 0,362 \\ &\quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F/ft)} \\ (c\mu/k)^{1/3} &= 1,3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 9) \quad hi &= jH k/D (c\mu/k)^{1/3} \\ &= 258,114 \end{aligned}$$

5) Mass velocity

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= \frac{12416,116}{0,0458} \\ &= 270821,2 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6) Reynold Number

$$\begin{aligned} t_{av} &= 99,5 \text{ F} \\ \mu &= 2,056 \text{ cp} \\ &= 4,9745 \text{ lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_p &= DG_p/\mu \\ &= 0,242 \times 270821,15 \\ &\quad 4,974 \\ &= 13156,833 \end{aligned}$$

7)  $jH = 29$

(Kern, fig. 24)

$$\begin{aligned} 8) \quad t_{av} &= 99,5 \text{ F} \\ c &= 0,836 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \\ k &= 0,191 \\ &\quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F/ft)} \\ (\text{Cameo Chemical, dextrose solution}) \quad (c\mu/k)^{1/3} &= 2,7923743 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 9) \quad hi &= jH k/D (c\mu/k)^{1/3} \\ &= 64,001 \\ (\text{Kern, eq 16.5b}) \end{aligned}$$

10) Corrected hi to the surface at the OD

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 64,001 \times \frac{3}{4} \\
 &= 53,030
 \end{aligned}$$

11) Clean overall coefficient , Uc

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{53,030 \times 258}{53,030 + 258} \\
 &= 44 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}
 \end{aligned}$$

12) Design overall coefficient,  $U_D$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(F)/Btu}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{44} + 0,002$$

$$U_D = 40,4 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

#### Summary

258,11	<i>h outside</i>	53,029581
Uc	43,991501	
U <sub>D</sub>	40,433996	

13) Required surface

$$Q = U_D A \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$$

$$= \frac{163335,2924}{40,4 \times 112,6} \\ = 35,9 \text{ ft}^2$$

Dari Tabel 11 (Kern, 1983) untuk 1.25-in IPS *standard pipe* didapatkan 0,435 ft<sup>2</sup>.

$$\text{Required length} = \frac{35,9}{0,44} = 82,5 \text{ lin ft}$$

Sehingga jumlah hairpin yang dibutuhkan = 2 x 20-ft hairpin

$$A_{\text{actual}} = 80 \times 0,44 = 34,8 \text{ ft}^2$$

$$U_D_{\text{actual}} = \frac{Q}{A \Delta T_{\text{LMTD}}} = \frac{163335,292}{34,8 \times 112,57} = 41,7 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = \frac{44,0 - 41,696}{1834,260348} = ##### (\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{F})/\text{Btu}$$

<b>Pressure Drop (<math>\Delta P</math>)</b>	
<b>Hot fluid: annulus, steam</b>	<b>Cold fluid: inner pipe, slurry glucose</b>
$1') De' = D_2 - D_1$ $= 0,34 - 0,29$ $= 0,04 \text{ ft}$ $Re'_a = De' G_a / \mu$ $= \frac{0,04 \times 278359}{4,974}$ $= 2471,5$	$1) \text{ Untuk } R = 13655,378$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,4}}$ $(\text{Kern, eq. 3.47b})$ $= 0,0035 + \frac{0,264}{54,554121}$ $= 0,0083$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{DG/\mu}^{0,4}$$

(Kern, eq. 3.47b)

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{26,61}$$

$$= 0,0134$$

s = 1 (Kern, table 6)

$$\rho = 62,5 \times 1 = 62,5$$

$$2') \Delta F_a = \frac{4fG a^2 L}{2g\rho^2 D e'}$$

$$= \frac{3,14997E+11}{1,44232E+11}$$

$$= 2,18 \text{ ft}$$

$$3') V = G_a / 3600 \rho$$

$$= \frac{270821,15}{225000}$$

$$= 1,2 \text{ fps}$$

$$F_l = n (V^2 / 2g')$$

$$= 2 \times \frac{1,449}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,04 \text{ ft}$$

$$\Delta F = (\Delta F_a + F_l) \rho / 144$$

$$= 0,9674 \text{ psi}$$

$$s = 1$$

$$\rho = 62,5 \times 1 = 62,5$$

$$2) \Delta F_p = 4fG p^2 L / 2g \rho^2 D$$

$$= 0,26 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \Delta F_p \times \rho / 144$$

$$= 0,11 \text{ psi}$$

## 15. TANGKI KARBONASI

Fungsi : menyerap warna (*decolorization*)  
sehingga diperoleh larutan glukosa jernih

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head disertai pengaduk

Banyak tangki : 1

Waktu pengisian : 2 jam/ reaktor

Suhu operasi : 70 °C

Flow rate : 6094,350 kg/jam

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade A

Pengelasan : double welded butt joint

Faktor korosi : 0,125 in

Viskositas air pada suhu 95 °C = 0,4061 cp

Densitas air pada suhu 95 °C = 0,978 kg/L

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	ρ (kg/L)	V (L)
air	3442,743	0,5649	0,77	1,0000	3442,7
abu	33,566	0,0055	1,27	1,6500	20,3
protein	52,790	0,0087	1	1,2990	40,6
serat kasar	74,107	0,0122	1,08	1,4000	52,9
lemak	66,807	0,0110	0,62	0,8000	83,5
pati	38,486	0,0063	1,15	1,5000	25,7
cacl2	0,577	0,0001	1,66	2,1520	0,3
α-amilase	1,640	0,0003	0,8	1,0400	1,6
maltaosa	198,208	0,0325	0,8	1,0380	191,0
dekstrosa	2176,803	0,3572	1,19	1,5440	1409,8
dekstrin	1,312	0,0002	1,19	1,5400	0,9
HCl	5,824	0,0010	0,96	1,2500	4,7
AMG	1,443	0,0002	0,89	1,1500	1,3

Karbon aktif	0,043	0,0000	1,88	1,4500	0,030
<b>Total</b>	<b>6094,3496</b>	<b>1,0000</b>			<b>5275,264</b>

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} = \frac{6094,35}{5275,26} \text{ kg/L} \\ &= 1,155 \text{ kg/L} \\ &= 1155,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 71,969 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 5275,2638 \text{ L} = 5,2753 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate (v)} &= \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{6094,350}{1155,269} \text{ kg/jam} \\ &= 5,275 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0517 \text{ uft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= v_0 \times \tau \\ &= 5,275 \times 2,0 \\ &= 10,5505 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= \frac{\text{volume bahan}}{0,8} = \frac{10,551}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 13,2 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / L = 1,5

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinde} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
 &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
 &= 1,18 \times D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup atas} &= 0,085 \times D^3 \\
 \text{Volume tutup bawah} &= 0,085 \times D^3 \\
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas} \\
 13,188 &= 1,18 \times D^3 + 2 \times 0,085 \times D^3 \\
 13,188 &= 1,35 \times D^3 \\
 D^3 &= 9,79 \text{ m} \\
 D &= 2,14 \text{ m} = 84,2 \text{ in} \\
 \text{standart diameter OD} &= 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\
 &= 1,5 \times 2,29 \\
 &= 3,4290 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas & bawah) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\
 &= 0,3863 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam dished head} &= 0,085 \times \text{ID}^3 \\
 &= 0,9909 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam silinder =  
volume larutan dalam bejana - volume larutan dalam dished head

$$\begin{aligned} &= 5,2753 - 0,9909 \\ &= 4,2844 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam silinder =  $\frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2}$

$$\begin{aligned} &= \frac{4,2844}{\pi/4 \times 1,0591^2} \\ &= 1,0591 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam bejana (Hb) =  
tinggi larutan dalam silinder + tinggi larutan dalam dished head  
= 1,0591 + 0,3863  
= 1,4454 m  
= 4,7421 ft

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} \text{PH} &= \rho H / 144 \\ &= 72 \times 4,742 / 144 \\ &= 2,37 \text{ psia} \\ \text{P operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times \text{PH} + \text{P operasi} \\ &= 1,1 \times (2,370 + 14,7) \\ &= 18,777 \text{ psia} \\ &= 4,077 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 10350$$

$$E = 0,8$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(f.E + P_d)} + C \\ &= \frac{18,777 \times 90}{2(10350 \times 0,8 + 18,78)} + 2/16 \\ &= 0,1018 + 0,125 \\ &= 0,227 \text{ in} = \frac{3,63}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 5/16 \text{ in} = 0,31 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0$$

$$ID = 89,4 \text{ in} = 2,27 \text{ m}$$

### **Menentukan Dimensi Tutup (dished head)**

$$OD = 90 \text{ in}$$

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

$$icr = 5,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f.E - 0,1\pi)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 18,777 \times 90}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 18,78)} + 2/16 \\ &= 0,1806 + 0,125 \\ &= 0,3056 \text{ in} = \frac{4,89}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar (diambil)} = 5/16 \text{ in} = 0,008 \text{ m}$$

$$sf = 3 \text{ in} = 0,08 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &\quad + 2 \times sf \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,4290 + 2 \times 0,386 + 2 \times 0,08 \\
 &= 4,35 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis 6 blade turbin

Dimana :

$Da$  = Diameter Impeller

$Dt$  = Diameter tangki

$H$  = Tinggi liquid

$W$  = Tinggi Impeller

$J$  = Lebar baffle

$L$  = Panjang pengaduk

$C$  = Jarak pengaduk ke dasar tangki

(Geankoplis)

Ketentuan :

a. perbandingan diameter impeller dengan diameter reactor adalah

$$Da/Dt = 1/3, Da = 1/3 \cdot Dt = 0,76 \text{ m} = 30 \text{ in}$$

b. perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$E/Da = 1, E = Da = 0,76 \text{ m}$$

c. perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$W/Da = 1/5, W = 0,15 \text{ m}$$

d. perbandingan kedalaman baffle dengan diameter reaktor adalah

$$j/Dt = 1/12, j = 0,191 \text{ m}$$

e. perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$L/Da = 1/4, L = 0,191 \text{ m}$$

## Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Asumsi kecepatan putar = 9 rpm  
= 0,15 rps

$$\phi_s = \frac{\text{volume padatan dalam campuran}}{\text{Volume total campuran}}$$
$$= \frac{226,79497}{5275,2638}$$
$$= 0,0430$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,4061 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4} = 1,039 \text{ cp}$$
$$= 0,0010385 \text{ kg/ms} = 0,0007 \text{ lbm/ft.s}$$

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,76^2 \times 0,15 \times 1155)}{0,001039}$$
$$= 96885 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari fig.3.4-5 (geankoplis) kurva no.1 didapatkan power number  
 $N_p = 5$  (hal 159)

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = N_p \times N^3 Da^5 \times \rho$$
$$= 5 \times 0,0034 \times 0,26 \times 1155,3$$
$$= 5,008 \text{ J/s} = 0,005 \text{ kW}$$
$$= 0,007 \text{ Hp}$$

Asumsi efisiensi motor = 0,8

Tenaga motor untuk pengaduk = 0,01 Hp

## 16. FILTER PRESS

- Fungsi : Memisahkan impuritis dari tangki decoloris  
 Tipe : Horisontal Plate and Frame Filter Press  
 Jumlah : 1 buah  
 Kondisi operasi : Suhu 70 °C  
 Dirancang untuk 3 jam operasi  
 (Hugot hal. 472)

Viskositas air pada suhu 70 °C = 0,4061 cp

Densitas air pada suhu 70 °C = 0,9778 kg/L

Aliran masuk

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3442,743	0,5649	1	1,0000	3442,7
abu	33,566	0,0055	1,65	1,6500	20,3
protein	52,790	0,0087	1,3	1,2990	40,6
serat kasar	74,107	0,0122	1,4	1,4000	52,9
lemak	66,807	0,0110	0,8	0,8000	83,5
pati	38,486	0,0063	1,5	1,5000	25,7
cacl2	0,577	0,0001	2,15	2,1520	0,3
$\alpha$ -amilase	1,640	0,0003	1,04	1,0400	1,6
maltosa	198,208	0,0325	1,04	1,0380	191,0
dekstrosa	2176,803	0,3572	1,54	1,5440	1409,8
dekstrin	1,312	0,0002	1,54	1,5400	0,9
HCl	5,824	0,0010	1,25	1,2500	4,7
AMG	1,443	0,0002	1,15	1,1500	1,3
Karbon aktif	0,043	0,0000	1,45	1,4500	0,030
<b>Total</b>	<b>6094,3496</b>	<b>1,0000</b>			<b>5275,264</b>

Aliran cake

Komponen	Massa (kg)	X	$\rho$ (kg/L)	$\rho/x$
Pati	38,4858	0,2787	1,5000	0,1858
Air	85,2494	0,6174	1,0000	0,6174

Abu	1,6783	0,0122	1,6500	0,0074
Protein	2,6395	0,0191	1,2990	0,0147
Serat	3,7054	0,0268	1,4000	0,0192
Lemak	3,3403	0,0242	0,8000	0,0302
$\alpha$ -amylase	1,5580	0,0113	1,0400	0,0109
AMG	1,3711	0,0099	1,1500	0,0086
Karbon Aktif	0,0429	0,0003	1,4500	0,0002
Total	138,0706	1,0000		0,8945

### Aliran filtrat

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	$\rho$ (kg/L)	V (L)
air	3357,493	0,5753	1	1,0000	3357,5
abu	31,888	0,0055	1,65	1,6500	19,3
protein	50,151	0,0086	1,3	1,2990	38,6
serat kasar	70,402	0,0121	1,4	1,4000	50,3
lemak	63,466	0,0109	0,8	0,8000	79,3
cacl2	0,549	0,0001	2,15	2,1520	0,3
$\alpha$ -amilase	0,082	0,0000	1,04	1,0400	0,1
maltosa	188,298	0,0323	1,04	1,0380	181,4
deksrosa	2067,963	0,3543	1,54	1,5440	1339,4
dekstrin	0,066	0,0000	1,54	1,5400	0,0
HCl	5,533	0,0009	1,25	1,2500	4,4
AMG	0,072	0,0000	1,15	1,1500	0,1
<b>Total</b>	<b>5835,9619</b>	<b>1,0000</b>			<b>5070,670</b>

Rate massa masuk = 6094,3 kg/jam

Rate filtrat keluar = 5836,0 kg/jam

$\rho$  cake = 1118,002 kg/m<sup>3</sup>

$\rho$  filtrat (m/v) = 1150,9251 kg/m<sup>3</sup>

Filtrat persiklus = 17507,9 kg

$$\begin{aligned}\text{Volume filtrat} &= \frac{\text{filtrat}}{\rho \text{ filtrat}} = \frac{17508}{1150,9} \\ &= 15,2 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Trial harga A yang memberikan waktu yang sama dengan waktu

### **filtrasi yang ditetapkan**

Trial :

$$\text{Luas filter(A)} = 2 \text{ m}^2$$

*Menentukan waktu operasi dalam satu siklus*

Filter press beroperasi secara batch dan pada tekanan konstan  
Waktu filtrasi ( $t_f$ ) =  $(K_p/2) V^2 + BV$

*(Geankoplis, pers 14-2-17)*

Mencari harga  $K_p$

$$K_p = \frac{\mu a c_s}{A^2 (-\Delta P)} \quad (Geankoplis, pers 14-2-14)$$

Diambil :

$$\cdot \Delta P = 275790 \text{ N/m}^2 \quad (\text{Press. Drop menurut Hugot, } 40 - 50 \text{ psi})$$

$$\mu = 0,00000 \text{ kg/m.s} \quad (\text{Vicosity})$$

$$K = \text{permeabilitas (m}^2\text{)}$$

$$= \frac{g_c D_p^2 F_{Re}}{32 F_f}$$

$$\rho_s = \text{densitas solid pada cake (kg/m}^3\text{)}$$

$$\epsilon = \text{porositas cake}$$

$$= 0,42 \quad (\text{menurut Brown hal 214, } 0.3781 - 0.468)$$

$$\rho = \text{densitas filtrat (kg/m}^3\text{)}$$

$$D_p = \text{diameter partikel}$$

$$D_p = 0,22 \text{ in} \quad (\text{Brown, hal 214})$$

$$= 2,604 \text{ ft}$$

$$y = \text{sphericity} = 1$$

(Brown, hal 214) asumsi : partikel berbentuk *spherical*

$F_{Re}$  = Reynold Number Factor

$F_f$  = Friction factor

Dari Fig. 219 Brown untuk  $X = 0,42$

dan y 1 didapat  $F_{Re} = 42$

Dari Fig. 220 Brown untuk  $X = 0,42$

dan y 1 didapat  $F_f = 1100$

Sehingga :

$$K = \frac{gc \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot Ff}$$

$$K = \frac{32,2 \times 0,0002 \times 42}{32 \times 1100}$$
$$= 0,0000000221 \text{ m}^2$$

$$\rho_s = 1118,0 \text{ kg/m}^3$$

Diperoleh :

$$a = \frac{1}{K \cdot \rho_s (1-X)}$$

$$a = \frac{1}{(0,00000 \times 1118,0 \times 1 - 0,42)}$$
$$= 701169 \text{ m/kg}$$

$$c_s = \frac{\rho \times C_x}{1-m \cdot C_x}$$
$$= \frac{1118 \times 0,38}{1 - 2,61 \times 0,38}$$
$$= 426,7103 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga dapat diperoleh nilai  $K_p$

$$K_p = \frac{\mu \cdot a \cdot C_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

$$K_p = \frac{0,00E+00 \times 701169,13 \times 426,710}{4 \times 275790,4}$$

$$= 0,00E+00 \text{ s/m}^6$$

*Mencari harga B :*

$$B = \frac{\mu \times Rm}{A \times (-DP)}$$

$$= \frac{0,0000 \times 1E+10}{2 \times 275790,4}$$

$$= 0 \text{ s/m}^3$$

Dimana = Rm = Tahanan filter medium = 1E+10 m<sup>-1</sup>  
 (Asumsi filter media (*Walas, hal 314*)

*Mencari waktu filtrasi :*

$$t_f = (K_p/2) V^2 + BV$$

$$= 5692,7 \text{ detik}$$

$$= 94,878 \text{ menit}$$

$$= 1,1 \text{ jam}$$

Waktu Pencucian dengan menggunakan hubungan :

$$t_w = V_w / \text{Rate pencucian}$$

Dimana :

Vw = Volume air pencucian

Sedangkan rate pencucian dicari dengan  
 menggunakan rumus 14.2-20 Geankoplis (plate dan frame)

$$(dV/dt) = \frac{1}{4} \times \frac{1}{K_p \times V_f + B} m^3/dt$$

Dengan Vf = 15,21 m<sup>3</sup>

Sehingga =

$$(dV/dt) = 0,001082 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_w = 0,1 \times \text{Volume filtrat} \quad (Brown)$$

$$= 1,521 \text{ m}^3$$

$$t_w = 1406,4 \text{ detik}$$

$$= 23,4401 \text{ menit}$$

Asumsi :

$$\text{Waktu pembersihan filter press (td)} = 30 \text{ menit}$$

(range td 18-60) (Hugot)

$$\text{Waktu pengisian dan pengosongan (tp)} = 0,5 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu pencucian (tw)} = 0,3907 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu total per siklus} = tp + tw + tf$$

$$= 1,9 \text{ jam}$$

Waktu total filtrasi hasil perhitungan telah memenuhi, trial luas filter A sudah benar

$$A = 2 \text{ m}^2$$

Dari Hugot hal 472, diambil :

$$\text{Ukuran frame} = 36 \times 36 \text{ in}$$

$$\text{Luas frame} = 1296 \text{ in}^2 = 0,84 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah frame} = \frac{\text{luas filter}}{\text{luas frame}} = \frac{2,39}{0,84} = 3$$

$$\text{jumlah plate} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah cake per siklus} = 70,992 \text{ kg}$$

$$\rho_{\text{cake}} = 1118,0 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume cake per siklus} = 0,0635 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal plate dan frame} = 1,25 \text{ in}$$

## 17. KATION EXCHANGER

Fungsi : menghilangkan kation-kation pengotor

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head

Kapasitas = 5836,2 kg/jam = 12840 lb/jam

Densitas larutan = 1019,8 kg/m<sup>3</sup> = 63,532 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) larutan = 0,000 cp = 0 lb/ft.s

Rate volumetric = 202,1 ft<sup>3</sup>/jam = 0,0561 ft<sup>3</sup>/s

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin :

- bulk density : 0,74 - 0,85 kg/L

- suhu operasi optimal : 50 - 90 C

- kapasitas exchange : 1 eq/L wet resin

Jumlah kation per jam = 0,208 kg/jam BE H<sup>+</sup> = 1

Waktu regenerasi = 30 hari

Jumlah kation = 149,76 kg = 149,76 eq

Volume resin dibutuhka =  $\frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$   
= 214 liter  
= 8 ft<sup>3</sup>

Space velocity = 10 per jam

Tinggi bed minimal = 24 in = 2 ft

$$\text{Volume bed} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}} \\ = 20,21 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas penampang bed} = \frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$$

$$= 10,104814 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang bed} &= \pi/4 \times D^2 \\ 10,105 &= \pi/4 \times D^2 \\ D &= 3,5878091 \text{ ft}\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( $H_s / D = 1,5$ )  
(Kusnarjo, hal 8)  
 $D = 3,59 \text{ ft} = 43,1 \text{ in}$

$$\begin{aligned}\text{Standart menurut ASME, OD} &= 48 \text{ in} \\ &= 1,22 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 1,219 \\ &= 1,8288 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung bagian dished head (tutup atas & bawah) :  
Tinggi tutup =  $0,169 \times \text{OD}$  (Kusnarjo, hal 8)  
 $= 0,206 \text{ m}$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &= 1,82880 + 2 \times 0,21 \\ &= 2,24\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= 1,18 \times 1,22 \\ &= 2,13 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup atas} &= 0,0847 \times D^3 \\
 &= 0,0847 \times 1,22^3 \\
 &= 0,1535 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + 2 \times \text{volume tutup atas} \\
 &= 2,13 + 2 \times 0,15 \\
 &= 2,44 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### **Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )**

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 PH &= \rho H / 144 \\
 &= 63,5 \times 1,999 / 144 \\
 &= 0,882 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times (0,882 + 14,7) \\
 &= 17,140 \text{ psia} \\
 &= 2,440 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### **Menentukan Ketebalan Silinder**

$$f = 10350$$

$$E = 0,8$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(f.E + P_d)} + C \\
 &= \frac{17,14 \times 48}{2(10350 \times 0,8 + 17,14)} + 2/16 \\
 &= 0,0497 + 0,125
 \end{aligned}$$

$$= 0,175 \text{ in} = \frac{2,79}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{tebal plate standart (diambil)} &= 3/16 \text{ in} \\ &= 0 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 t_{\text{silinder}}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 \times 0$$

$$\text{ID} = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m} = 4 \text{ ft}$$

### **Menentukan Dimensi Tutup (dished head)**

$$\text{OD} = 48 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$icr = 0,19 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 17,14 \times 48 + 2/16}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 17,14)} \\ &= 0,0879 + 0,125 \\ &= 0,2129 \text{ in} = \frac{3,41}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar (diambil)} = 3/16 \text{ in} = 0,005 \text{ m}$$

$$sf = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

## **18. ANION EXCHANGER**

Fungsi : menghilangkan anion-anion pengotor

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dished head

$$\text{Kapasitas} = 5844,3 \text{ kg/jam} = 12857 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas larutan} = 1017,8 \text{ kg/m}^3 = 63,407 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} (\mu) \text{ larutan} = 1,039 \text{ cp} = 0,0007 \text{ lb/ft.s}$$

Rate volumetric = 202,77 ft<sup>3</sup>/jam = 0,0563 ft<sup>3</sup>/s

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin :

- bulk density : 0.74 - 0.85 kg/L

- suhu operasi optimal : 50 - 90 C

- kapasitas exchange : 1 eq/L wet resin

Jumlah kation per jam = 8,4798 kg/jam BE H<sup>+</sup> = 1

Waktu regenerasi = 30 hari

Jumlah kation = 6105,5 kg = 6105,5 eq

Volume resin dibutuhka =  $\frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$   
= 8722 liter  
= 308 ft<sup>3</sup>

Space velocity = 10 per jam (literatur)

Tinggi bed minimal = 24 in = 2 ft

$$\begin{aligned}\text{Volume bed} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}} \\ &= 20,277 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang bed} &= \frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}} \\ &= 10,138681 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang bed} &= \pi/4 \times D^2 \\ 10,139 &= \pi/4 \times D^2 \\ D &= 3,594 \text{ ft}\end{aligned}$$

## Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / D = 1,5  
(Kusnarjo, hal 8)

$$D = 3,59 \text{ ft} = 43,1 \text{ in}$$

Standart menurut ASME,OD = 48 in  
= 1,22 m

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 1,219 \\ &= 1,8288 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung bagian dished head ( tutup atas & bawah ) :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tutup} &= 0,169 \times \text{OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\ &= 0,206 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &= 1,82880 + 2 \times 0,21 \\ &= 2,24\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= 1,18 \times 1,22 \\ &= 2,13 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tutup atas} &= 0,0847 \times D^3 \\ &= 0,0847 \times 1,22^3 \\ &= 0,1535 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= \text{volume silinder} + 2 \times \text{volume tutup atas} \\ &= 2,13 + 2 \times 0,15\end{aligned}$$

$$= 2,44 \text{ m}^3$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} PH &= \rho H / 144 \\ &= 63,4 \times 1,999 / 144 \\ &= 0,8803 \text{ psia} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (0,880 + 14,7) \\ &= 17,138 \text{ psia} \\ &= 2,438 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 10350$$

$$E = 0,8$$

$$C = 2/16$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_d \times OD}{2(f.E + P_d)} + C \\ &= \frac{17,138 \times 48}{2(10350 \times 0,8 + 17,14)} + 2/16 \\ &= 0,0497 + 0,125 \\ &= 0,175 \text{ in} = \frac{2,79}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal plate standart (diambil)} &= 3/16 \text{ in} \\ &= 0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0$$

$$ID = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m} = 4 \text{ ft}$$

## Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 48 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$icr = 0,19 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 17,138 \times 48}{(10350 \times 0,8 - 0,1 \times 17,14)} + \frac{2/16}{16} \\ &= 0,0879 + 0,125 \\ &= 0,2129 \text{ in} = \frac{3,41}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $\frac{3}{16}$  in = 0,005 m

sf = 2 in = 0,05 m

## 19. Heater

Fungsi : Memanaskan larutan glukosa sebelum masuk evaporator 70 C sampai 90 C

Bentuk : Double Pipe

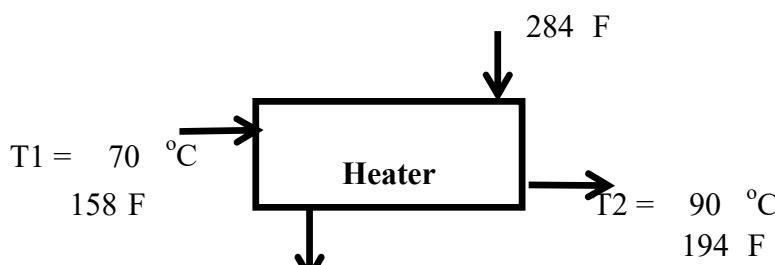
Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade C

Suhu operasi : 90 C

Jumlah : 1 buah

Laju alir massa masuk = 5829,880 kg/jam

densitas larutan = 70,970 lbm/ft<sup>3</sup>





$$t_2 = \begin{array}{l} 140 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 284 \text{ } \text{F} \end{array}$$

Aliran panas		Aliran dingin	
steam		slurry glukosa	
T <sub>1</sub> (F)	T <sub>2</sub> (F)	T <sub>1</sub> (F)	T <sub>2</sub> (F)
284	284	158	194

Asumsi :  $Rd_{min} = 0,002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}/\text{Btu}$  for aqueous solution

$\Delta P$  maksimal = 10 psi (slurry glucose) & 2 psi (steam)

### 1) Heat balance

$$\begin{aligned} Q &= 361947,320 \text{ KJ/jam} \\ &= 343058,518 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W, \text{ a steam} &= 201,413 \text{ Kg/jam} \\ &= 444,041 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w, \text{ slurry glucose} &= 5631,826 \text{ Kg/jam} \\ &= 12416,116 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

### 2) $\Delta t$

	Hot		Cold	Diff	
1	284	Higher Temp	194	90	$\Delta t_2$
2	284	Lower Temp	158	126	$\Delta t_1$
	0	Differences	36	36	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_2 - T_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = 107,11 \text{ F}$$

3)  $T_{av}$  dan  $t_{av}$

Hot Fluid

$$T_{av} = \frac{284 + 284}{2} = 284 \text{ F}$$

Cold Fluid

$$t_{av} = \frac{194 + 158}{2} = 176 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Digunakan : 20-ft hairpins of 3- by 2-in

> untuk annulus

$$D_2 = 3 \text{ in IPS} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

$$= 3,07 \text{ in ID}$$

$$D_1 = 2 \text{ in IPS}$$

$$= 2,38 \text{ in OD}$$

> untuk *inner pipe*

$$D = 2 \text{ in IPS}$$

$$= 2,07 \text{ in ID}$$

<i>Hot fluid: annulus, steam</i>	<i>Cold fluid: inner pipe, slurry glucose</i>
4') <i>Flow area</i> $D_2 = 0,256 \text{ ft}$ $D_1 = 0,198 \text{ ft}$ $a_a = \pi (D_2^2 - D_1^2)/4$ $= 0,020 \text{ ft}^2$ $De = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ $= 0,131 \text{ ft}$	4') <i>Flow area</i> $D = 0,1723 \text{ ft}$ $a_p = \pi D_2/4$ $= 0,0233 \text{ ft}^2$

(Kern, eq. 6-3)|

5') Mass velocity

$$\begin{aligned} Ga &= w/a_a \\ &= \frac{444,041}{0,020} \\ &= 21732 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6') Reynold Number

$$\begin{aligned} T_{av} &= 284 \text{ F} \\ \mu &= 0,010 \text{ cp} \\ &= 0,023 \text{ lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

(Kern, fig. 15)

$$\begin{aligned} Re_a &= DeG_a/\mu \\ &= \frac{0,131 \times 21732}{0,023} \\ &= 124102,473 \end{aligned}$$

7)  $jH = 298$

(Kern, fig. 24)

$$\begin{aligned} 8) \quad t_{av} &= 284 \text{ F} \\ c &= 0,225 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \\ (\text{Perry, Fig. 2}) \quad k &= 0,019 \\ &\quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F/ft)} \\ (c\mu/k)^{1/3} &= 0,485 \end{aligned}$$

5) Mass velocity

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= \frac{12416,116}{0,0233} \\ &= 533086,4 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6) Reynold Number

$$\begin{aligned} t_{av} &= 176,0 \text{ F} \\ \mu &= 1,039 \text{ cp} \\ &= 2,5124 \text{ lb/(ft)(hr)} \\ Re_p &= DG_p/\mu \\ &= \frac{0,172}{2,512} \times 533086 \\ &= 36549,045 \end{aligned}$$

7)  $jH = 160$

(Kern, fig. 24)

$$\begin{aligned} 8) \quad t_{av} &= 176 \text{ F} \\ c &= 0,836 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \\ k &= 0,191 \\ &\quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F/ft)} \\ (\text{Cameo Chemical, dextrose solution}) \quad (c\mu/k)^{1/3} &= 2,22 \end{aligned}$$

9') Condensation of steam  
 $h_o = 87,492 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$

9)  $h_i = jH k/D (c\mu/k)^{1/3}$   
 $= 394,529$   
 (Kern, eq 16.5b)

10) Corrected  $h_i$  to the surface at the OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 394,53 \times \frac{2,0670}{2,380}$$

$$= 342,643$$

11) Clean overall coefficient ,  $U_c$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{342,64 \times 87,492}{342,64 + 87,492}$$

$$= 69,7 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

12) Design overall coefficient,  $U_D$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + Rd$$

$$Rd = 0,002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(F)/Btu}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{69,7} + 0,002$$

$$U_D = 61,2 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

Summary		
87,492	<i>h outside</i>	342,64328
U <sub>C</sub>	69,69571	
U <sub>D</sub>	61,169242	

13) *Required surface*

$$Q = U_D A \Delta T$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T} \\ &= \frac{343058,5177}{61,2 \times 107,1} \\ &= 52,359 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 (Kern, 1983) untuk 2-in IPS *standard pipe* didapatkan 0,622 ft<sup>2</sup>.

$$\text{Required length} = \frac{52,4}{0,62} = 84,2 \text{ lin ft}$$

Sehingga jumlah hairpin yang dibutuhk = 4 x 20-ft hairpin

$$A_{\text{actual}} = 80 \times 0,62 = 49,8 \text{ ft}^2$$

$$U_{D \text{ actual}} = \frac{Q}{A \Delta T_{LMTD}} = \frac{343058,518}{49,8 \times 107,11} = 64,4 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = \frac{69,7 - 64,365}{4485,932776} = 0,00119 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(F)/Btu}$$

<b>Pressure Drop (<math>\Delta P</math>)</b>	
<b>Hot fluid: annulus, steam</b>	<b>Cold fluid: inner pipe, slurry glucose</b>
$1') De' = D_2 - D_1$ $= 0,256 - 0,198$ $= 0,057 \text{ ft}$  $Re'_a = De'G_a/\mu$ $= \frac{0,057 \times 21732}{0,023}$ $= 54215$  $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ (Kern, eq. 3.47b) $= 0,0035 + \frac{0,264}{97,349}$ $= 0,0062$ $s = 1$ (Kern, table 6) $\rho = 62,5 \times 1 = 62,5$	$1) \text{ Untuk } R = 36549,045$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ (Kern, eq. 3.47b) $= 0,0035 + \frac{0,264}{82,49126}$ $= 0,0067$ $s = 1$ $\rho = 62,5 \times 1 = 62,5$  $2) \Delta F_p = 4fGp^2L/2gp^2D$ $= 1,08 \text{ ft}$  $\Delta P_p = \Delta F_p \times \rho/144$ $= 0,47 \text{ psi}$
$2') \Delta F_e = \frac{4fG_a^2L}{2gp^2De'}$ $= \frac{938761727,963}{1,87229E+11}$ $= 0,005 \text{ ft}$	
$3') V = G_a/3600\rho$ $= \frac{21731,541}{225000}$ $= 0,0966 \text{ fps}$	

$$\begin{aligned}
 F_l &= n(V^2/2g') \\
 &= 4 \times \frac{0,009}{2 \times 32,2} \\
 &= 0,0005794 \text{ ft} \\
 \Delta F &= (\Delta F_a + F_l)\rho/144 \\
 &= 0,0024 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

## 20. Evaporator Efek I

Fungsi : Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75%

Tipe : *Vertical Short Tube Evaporator*

Dasar Pemilihan : dapat beroperasi secara kontinyu,  
forced circulation

Bahan kontruksi : *Stainless steel SA-240 grade A*

Suhu feed masuk evaporator ( $T_1$ ) = 90 °C = 194 °F

Titik didih larutan ( $T_1$ ) = 123 °C = 253 °F (nerpan)

Saturated steam ( $T_{s1}$ ) = 140 °C = 284 °F (nerpan)

Rate steam (S) = 1063 kg/jam = 2343,9 lb/jam

Rate Feed (F) = 5830 kg/jam = 12853 lb/jam

Air diuapkan ( $V_1$ ) = 727 kg/jam = 1603,4 lb/jam

Liquid Tersisa ( $L_1$ ) = 5102 kg/jam = 11248 lb/jam

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

(*Hugot,table 32.6, Hal 511*)

Panjang tube ( $L$ ) = 13 ft

Diameter = 1,5 in BWG 18

Pitch = 1,88 in square

Dari Kern, table 10 Hal 843 didapatkan :

Flow area ( $a'$ ) = 1,54 in<sup>2</sup>

$$= 0,13 \text{ ft}^2$$

$$\text{Surface (a'')} = 0,39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 1,4 \text{ in}$$

$$= 0,12 \text{ ft}$$

$$A = 14,9 \text{ m}^2 \quad (\text{appendiks nerpan B})$$

$$= 160 \text{ ft}^2$$

$$N = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= \frac{160,06068}{13 \times 0,39}$$

$$= 31,4 = 32 \text{ buah}$$

### Menghitung dimensi shell evaporator :

Akan direncanakan menggunakan meterial: Stainless Steel dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dish head*

Bahan yang digunakan : *Stainless Steel*

Type bahan : *SA-240 grade A type 410*

Maka didapatkan :

$$f = 15600 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young})$$

$$C = 0 \quad (\text{Stainless steel dia asumsikan} = 0)$$

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	$\rho$ (kg/L)	Volume (L/jam)
Air	3357,4930	0,5759	0,9975	3365,907769
dekstrosa	2067,9630	0,3547	1,544	1339,354275
Maltosa	188,2980	0,0323	1,54	122,2714286
Impurities	216,1270	0,0371	1,07	201,9878505
Total	5829,8810	1,0000	5,1515	5029,521323

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} \text{ pada suhu } 90^\circ\text{C} &= 965 \text{ kg/m}^3 \\ &= 60,3 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{larutan}} \text{ pada suhu } 90^{\circ}\text{C} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= 1,159 \text{ kg/L} \\ &= 1159,1 \text{ kg/m}^3 \\ &= 72,362 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa} &= 5829,881 \text{ kg/jam} \\ &= 12852,556 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho_{\text{larutan}}} \\ &= \frac{12852,556}{72,362} \text{ lb/jam} \\ &= 177,616 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 177,616 \text{ ft}^3$$

$$\text{Banyak tangki} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Volume larutan} = 0,8 \text{ Volume total}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{10}{8} \times 177,616 \\ &= 222 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### Mencari Tinggi shell

Tangki berupa shell tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi shell / diameter( Hs / D )} = 1,5 \quad (Kusnarjo, hal 8)$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (Kusnarjo, hal 7) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D\end{aligned}$$

$$= 1,18 \times ID^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times ID^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume shell} + 2 \times \text{volume tutup atas}$$

$$222,02 = 1,18 \times D^3 + 2 \times 0,08 \times D^3$$

$$222,02 = 1,35 \times D^3$$

$$ID^3 = 165$$

$$ID = 5,48 \text{ ft} = 65,8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Standart menurut ASME, OD} &= 66 \text{ in} \\ &= 1,68 \text{ m}\end{aligned}$$

*(Brownell & Young, hal 91)*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bagian shell (Hs)} &= 2 \times OD \\ &= 2 \times 1,676 \\ &= 2,5146 \text{ m} = 8 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi dishead (Hd)} &= 0,169 \times OD \\ &= 0,2833 \text{ m}\end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi evaporator sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}PH &= \rho H / 144 \\ &= 33 \times 8,250 / 144 \\ &= 1,89 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (1,889 + 14,7) \\ &= 18,248 \text{ psia} \\ &= 3,548 \text{ psig}\end{aligned}$$

## **Menentukan Ketebalan Shell**

$$f = 15600$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0$$

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{Pd \times OD}{2(f.E + Pd)} + C \\ &= \frac{18,248 \times 66}{2(15600 \times 0,8 + 18,248)} + 0 \\ &= 0,0482 + 0 \\ &= 0,048 \text{ in} = \frac{0,77}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 4/16 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{shell}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0$$

$$\begin{aligned} ID &= 65,5 \text{ in} = 1,66 \text{ m} \\ &= 5,46 \text{ ft} \end{aligned}$$

## **Mencari ketebalan dishead**

$$OD = 66 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$icr = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f.E - 0,1\pi)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 18,2 \times 66}{(15600 \times 0,8 - 0,1 \times 18,2)} + 0 \\ &= 0,0854 + 0 \\ &= 0,0854 \text{ in} = \frac{1,37}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal dish head standar (diambil)} &= 4/16 \text{ in} \\ &= 0,006 \text{ m} \end{aligned}$$

## 21. Evaporator Efek II

Fungsi : Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75%

Tipe : *Vertical Short Tube Evaporator*

Dasar Pemilihan : dapat beroperasi secara kontinyu,  
forced circulation

Suhu feed masuk evaporator ( $T_1$ ) = 123 °C = 253 °F

Titik didih larutan ( $T_2$ ) = 104 °C = 219 °F (nerpan)

Saturated steam ( $T_{s2}$ ) = 121 °C = 250 °F (nerpan)

Rate vapor ( $V_1$ ) = 0 kg/jam = 0 lb/jam

Rate Liquor ( $L_1$ ) = 0 kg/jam = 0 lb/jam

Air diuapkan ( $V_2$ ) = 830 kg/jam = 1830,3 lb/jam

Liquid Tersisa ( $L_2$ ) = 4272 kg/jam = 9418,8 lb/jam

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

(*Hugot, table 32.6, Hal 511*)

Panjang tube ( $L$ ) = 11 ft

Diameter = 1,5 in BWG 18

Pitch = 1,88 in square

Dari Kern, table 10 Hal 843 didapatkan :

Flow area ( $a'$ ) = 1,54 in<sup>2</sup>  
= 0,13 ft<sup>2</sup>

Surface ( $a''$ ) = 0,39 ft<sup>2</sup>/ft

ID = 1,4 in  
= 0,12 ft

$A = 10,8 \text{ m}^2$  (appendiks nerpan B)  
= 116 ft<sup>2</sup>

$N = \frac{A}{L \times a''}$

$$= \frac{116,14356}{11 \times 0,39} \\ = 26,9 = 27 \text{ buah}$$

### Menghitung dimensi silinder evaporator :

Akan direncanakan menggunakan meterial: Stainless Steel dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dish head*

Bahan yang digunakan : *Stainless Steel*

Type bahan : *SA-240 grade A type 410*

Maka didapatkan :

$f = 15100$  (Tabel 13.1 Brownell & Young)

$E = 0,8$  (Tabel 13.2 Brownell & Young)

$C = 0$  (Stainless steel dia asumsikan = 0)

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	$\rho$ (kg/L)	Volume (L/jam)
Air	2637,1930	0,5161	0,9975	2643,802506
dekstrosa	2067,9630	0,4047	1,544	1339,354275
Maltosa	188,2980	0,0369	1,54	122,2714286
Impurities	216,1270	0,0423	1,07	201,9878505
Total	5109,5810	1,0000	5,1515	4307,41606

$$\rho_{\text{air}} \text{ pada suhu } 123^{\circ}\text{C} = 942 \text{ kg/m}^3 \\ = 58,8 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{larutan}} \text{ pada suhu } 123^{\circ}\text{C} = \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ = 1,186 \text{ kg/L} \\ = 1186,2 \text{ kg/m}^3 \\ = 74,053 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir massa} = 188,298 \text{ kg/jam} \\ = 415,122 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho_{\text{larutan}}}$$

$$= \frac{415,122}{74,053} \text{ lb/jam}$$

$$= 5,606 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 5,606 \text{ ft}^3$$

$$\text{Banyak tangki} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Volume larutan} = 0,8 \text{ Volume total}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{10}{8} \times 5,606 \\ &= 7,01 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### Mencari Tinggi shell

Tangki berupa shell tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi shell / diameter( Hs / D )} = 1,5$$

*(Kusnarjo, hal 8)*

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 1,18 \times ID^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times ID^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume shell} + 2 \times \text{volume tutup atas}$$

$$7,0072 = 1,18 \times D^3 + 2 \times 0,08 \times D^3$$

$$7,0072 = 1,35 \times D^3$$

$$ID^3 = 5,2$$

$$ID = 1,73 \text{ ft} = 20,8 \text{ in}$$

Standart menurut ASME, OD = 22 in  
    = 0,56 m  
*(Brownell & Young, hal 91)*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bagian shell (Hs)} &= 2 \times \text{OD} \\ &= 2 \times 0,559 \\ &= 0,8382 \text{ m} = 3 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi dishead (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\ &= 0,0944 \text{ m}\end{aligned}$$

### **Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )**

Tekanan operasi evaporator sama dengan tekanan atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}PH &= \rho H / 144 \\ &= 33,7 \times 2,750 / 144 \\ &= 0,64 \text{ psia} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times PH + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times (0,644 + 14,7) \\ &= 16,879 \text{ psia} \\ &= 2,179 \text{ psig}\end{aligned}$$

### **Menentukan Ketebalan Shell**

$$f = 15100$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0$$

$$\begin{aligned}t_{\text{shell}} &= \frac{P_d \times \text{OD}}{2(fE + P_d)} + C \\ &= \frac{16,879 \times 22}{2(15100 \times 0,8 + 16,879)} + 0 \\ &= 0,0153 + 0\end{aligned}$$

$$= 0,015 \text{ in} = \frac{0,25}{16} \text{ in}$$

tebal plate standart (diambil) =  $\frac{3}{16}$  in = 0,19 in

OD = ID - 2 t shell

OD = ID -  $2 \times 0,19$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 21,6 \text{ in} = 0,55 \text{ m} \\ &= 1,8 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Mencari ketebalan dishead

OD = 22 in

r = 21 in

icr =  $1\frac{3}{8}$  in

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r + C}{(f.E - 0,1\pi)} \\ &= \frac{0,885 \times 16,9 \times 21 + 0}{(15100 \times 0,8 - 0,1 \times 16,9)} \\ &= 0,026 + 0 \\ &= 0,026 \text{ in} = \frac{0,42}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) =  $\frac{3}{16}$  in  
= 0,005 m

## 22. Evaporator Efek III

Fungsi : Mengurangi kadar air pada larutan glukosa hingga 75%

Tipe : *Vertical Short Tube Evaporator*

Dasar Pemilihan : dapat beroperasi secara kontinyu,  
forced circulation

Suhu feed masuk evaporator (T2) =  $104^{\circ}\text{C} = 219^{\circ}\text{F}$

Titik didih larutan (T3) =  $71^{\circ}\text{C} = 160^{\circ}\text{F}$  (nerpan)

Saturated steam ( $T_{s3}$ )	=	101 °C	=	214 °F	(nerpan)
Rate vapor (V2)	=	0 kg/jam	=	0 lb/jam	
Rate Liquor (L2)	=	0 kg/jam	=	0 lb/jam	
Air diuapkan (V3)	=	976 kg/jam	=	2151,4 lb/jam	
Liquid Tersisa (L3)	=	3297 kg/jam	=	7267,5 lb/jam	

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut :

(Hugot, table 32.6, Hal 511)

Panjang tube (L) = 10 ft

Diameter = 1,5 in BWG 18

Pitch = 1,88 in square (ini apa ya?)

Dari Kern, table 10 Hal 843 didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Flow area (a')} &= 1,54 \text{ in}^2 \\ &= 0,13 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Surface (a'')} = 0,39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 1,4 \text{ in} \\ &= 0,12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 12,9 \text{ m}^2 \quad (\text{appendiks nerpan B}) \\ &= 139 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{139,07088}{10 \times 0,39} \\ &= 35,4 = 36 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Menghitung dimensi silinder evaporator :

Akan direncanakan menggunakan meterial: Stainless Steel dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dish head*

Bahan yang digunakan : *Stainless Steel*

Type bahan : *SA-240 grade A type 410*

Maka didapatkan :

$$f = 15100 \text{ (Tabel 13.1 Brownell & Young)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Tabel 13.2 Brownell & Young)}$$

$$C = 0 \text{ (Stainless steel dia asumsikan = 0)}$$

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	$\rho$ (kg/L)	Volume (L/jam)
Air	1806,9730	0,4223	0,9975	1811,501754
dekstrosa	2067,9630	0,4832	1,544	1339,354275
Maltosa	188,2980	0,0440	1,54	122,2714286
Impurities	216,1270	0,0505	1,07	201,9878505
Total	4279,3610	1,0000	5,1515	3475,115308

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} \text{ pada suhu } 104^{\circ}\text{C} &= 956 \text{ kg/m}^3 \\ &= 59,7 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{larutan}} \text{ pada suhu } 104^{\circ}\text{C} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= 1,231 \text{ kg/L} \\ &= 1231,4 \text{ kg/m}^3 \\ &= 76,875 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa} &= 188,298 \text{ kg/jam} \\ &= 415,122 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho_{\text{larutan}}} \\ &= \frac{415,122}{76,875} \text{ lb/jam} \\ &= 5,400 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 5,400 \text{ ft}^3$$

$$\text{Banyak tangki} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Volume larutan} = 0,8 \text{ Volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{10}{8} \times 5,400 = 6,75 \text{ ft}^3$$

## Mencari Tinggi shell

Tangki berupa shell tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi shell / diameter} (H_s / D) = 1,5 \\ (Kusnarjo, hal 8)$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (Kusnarjo, hal 7)$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ = 1,18 \times ID^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times ID^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{volume shell} + 2 \times \text{volume tutup atas} \\ 0,8 &= 4 \times D^3 + 2 \times 0,08 \times D^3 \\ 0,8 &= 4,17 \times D^3 \\ ID^3 &= 0,19 \\ ID &= 0,58 \text{ ft} = 6,92 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Standart menurut ASME, OD} &= 22 \text{ in} \\ &= 0,56 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 91)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian shell (Hs)} &= 1,5 \times OD \\ &= 1,5 \times 0,559 \\ &= 0,8382 \text{ m} = 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dishead (Hd)} &= 0,169 \times OD \\ &= 0,0944 \text{ m} \end{aligned}$$

## Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi evaporator sama dengan tekanan

atmosfir ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} \text{PH} &= \rho H / 144 \\ &= 0 \times 2,750 / 144 \\ &= 0 \text{ psia} \\ \text{P operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ P_d &= 1,1 \times \text{PH} + \text{P operasi} \\ &= 1,1 \times (0,000 + 14,7) \\ &= 16,170 \text{ psia} \\ &= 1,470 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Shell

$$f = 15100$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0$$

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{P_d \times OD}{2(fE + Pd)} + C \\ &= \frac{16,17 \times 22}{2(15100 \times 0,8 + 16,906)} + 0 \\ &= 0,0147 + 0 \\ &= 0,015 \text{ in} = \frac{0,24}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standart (diambil)} = 3/16 \text{ in} = 0,19 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{shell}}$$

$$OD = ID - 2 \times 0,19$$

$$ID = 21,6 \text{ in} = 0,55 \text{ m}$$

$$= 1,8 \text{ ft}$$

### Mencari ketebalan dishead

$$OD = 22 \text{ in}$$

$$r = 21 \text{ in}$$

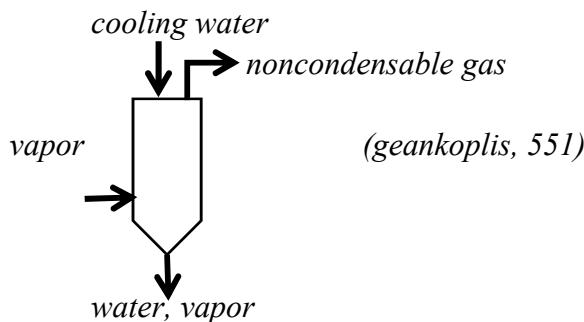
$$icr = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r + C}{(f.E - 0,1P_i)} \\
 &= \frac{0,885 \times 16,2 \times 21 + 0}{(15100 \times 0,8 - 0,1 \times 16,9)} \\
 &= 0,0249 + 0 \\
 &= 0,0249 \text{ in} = \frac{0,4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tebal dish head standar (diambil)} &= 3/16 \text{ in} \\
 &= 0,005 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 23. BAROMETRIC CONDENSOR

Fungsi : Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator  
 Tipe : *Counter-current dry air condensor*



$$T \text{ air pendingir} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ air pendingir} = 58 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{s3} = 61,367 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_s = 2387,423 \text{ kJ/kg}$$

$$V_3 = 975,84933 \text{ kg/jam}$$

Panas laten yang ditranfer ke kondensor

$$= V \times \lambda s$$

$$= 975,85 \quad \times 2387,4226$$

$$= 2329764,7 \quad \text{kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate uap} &= 975,85 \text{ kg uap/jam} = 2151,4 \text{ lb uap/jam} \\ &= 1657,968 \text{ cuft/min} \end{aligned}$$

$$\text{Rate cooling water} = 20074 \text{ kg air/jam} = 44255 \text{ lb air/jam}$$

$$T \text{ cooling water} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho \text{ cooling water} = 996 \text{ kg/m}^3 = 62,3 \text{ lb/ft}^3$$

Luas penampang condenser, S :

$$A = 1,7 \text{ ft}^2/\text{ton uap yang akan diembunkan tiap jam}$$

(Hugot, 858)

$$A = \frac{1,7}{1000} \times 975,8 = 1,66 \text{ ft}^2$$

Diameter condenser :

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

$$A = 1 \times D^2$$

$$1,66 = 1 \times D^2$$

$$D^2 = 2,11$$

$$D = 1,45 \text{ ft}$$

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

$$OD = 18 \text{ in}$$

Diameter kolom barometrik

Kecepatan air dalam kolom barometrik

(Hugot, pers. 40.2, Hal 861)

$$V = a (2.g.h)^{0,5}$$

dimana:

V = kecepatan air masuk (ft/s)

a = Koefisien yang tergantung pada panjang pipa, valve  
dan lain-lain. Umumnya digunakan 0,5

h = Tinggi masukan air dingin pada *body condensor* = 4 ft

$$\begin{aligned} V &= 0,5 \times (2 \times 32,16 \times 4)^{0,5} \\ &= 8,02 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$D = (4 Q_L / \pi V)^{0,5}$$

dimana:

D = Diameter pipa air pendingin (ft)

Q<sub>L</sub> = Laju alir (ft<sup>3</sup>/s)

$$Q_L = m / \rho = \frac{44255}{62,256} = 710,8 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4}{3,14} \times \frac{0,2}{8,02} \right)^{0,5} \\ &= 0,18 \text{ ft} = 2,13 \text{ in} \end{aligned}$$

Ukuran pipa air pendingin standar yang dipakai adalah  
2 1/2 in sch 40 ft

Perhitungan Tinggi *Barometric Leg*:

$$H = H_0 + h + s$$

dimana:

H = Tinggi kolom *barometric*

H<sub>0</sub> = Tinggi air karena kevakuman maksimum dalam kondens

h = *Head* air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempu

kecepatan tetap v  
 $s = \text{Batas keamanan (margin of safety)}$

### a) Perhitungan Ho

Digunakan batas bawah utk suhu air kelua = 30 °C

$Vacuum\ maximum = 28,700 = 73\ cmHg$

Batas yang diperlukan untuk menjaga Batas yang diperlukan untuk menjaga kenaikan tekanan barometrik:

$P_{max} = 30,7\ inHg = 78\ cmHg$  (Hugot, hal 881)

$\rho_{air}(30^{\circ}C) = 996\ kg/m^3 = 0,996\ g/cm^3$

spesifik volume air pada 30°C :

$$Vg = \frac{1}{\rho} = 1,004\ m^3,$$

$$\begin{aligned} Ho &= 10,33 \times \frac{73}{76} \times 1,004 \times \frac{78}{76} \\ &= 10,224\ m = 33,543\ ft \end{aligned}$$

(Hugot pers 40.19, hal 881)

### b) Perhitungan h

$$h = (1 + \alpha) \frac{V^2}{2g}$$

dimari  $h = head$  air untuk menjaga aliran dalam kolom pada kecepatan v, ft

v = kecepatan aliran dalam kolom, ft/s

g = percepatan gravitasi = 32,16 ft/s<sup>2</sup>

Untuk diamet: D = 2,125 m = 39,37 in

$\alpha = 1,2$  (Hugot table 40.19, hal 881)

$$\begin{aligned}
 h &= (1 + \alpha) \frac{V^2}{2g} = \frac{64,32}{64,32} \times 2,18 \\
 &= 2,18 \text{ ft} \\
 &= 0,66 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### c) Perhitungan s

Batas keamanan, s:

$$s = 1,5 \text{ ft} = 0,5 \text{ m}$$

(Hugot pers 40.21, hal 881)

Jadi, tinggi kolom barometric (H) :

$$\begin{aligned}
 H &= H_0 + h + s \\
 &= 33,543 + 2,18 + 1,5 \\
 &= 37,218 \text{ ft} = 11,344 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 24. STEAM JET EJECTOR

Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser

Material : *Stainless steel SA 283 grade A*

Jumlah : 1 buah

Tipe :

Tekanan Vacuum Tangki = 28,700 inHg abs

Suhu vapor,  $T_v$  = 60 °C = 140 °F

Tekanan Vapor pada 61,3 °C

$$P = 21,3 \text{ kPa}$$

$$= 160 \text{ mmHg}$$

$$= 6,3149 \text{ inHg}$$

Pounds of water vapor per pound of = 2

(Ludwig, Fig. 6-20C, hal 364)

Mencari  $W_v'$

$$Wv' = 0,62 \times \frac{Pv}{Pa}$$

$$Tv = 140$$

$P_v = 5,88$  in (*Geankoplis, A.29*)

Sehingga,  $W_v' = 8,38$  lb uap air/ lb udara

Recommended udara kering = 5 lb/jam

(*Ludwig vol 1, hal 367-368*)

Total uap air =  $W_a \times W_v'$

$$= 5 \times 8,38$$

$$= 41,9 \text{ lb/jam}$$

Total campuran uap ke ejector = 41,9 + 5

$$= 46,9 \text{ lb/jam}$$

### **Pemilihan ukuran Jet Ejector :**

(*Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373*)

Kebutuhan steam = 2152 lb steam/jam

Panjang = 4,3 in

Diameter pemasukan (suction) :

$$D_1 = 2(Wv_1 / P_1)^{0,48}$$

dimana :

$Wv_1$  = kapasitas design ejector , lb/jam

$P_1$  = tekanan bagian masuk, mmHg

$$D_1 = 2 \times (8,38 / 160)^{0,48}$$
$$= 0,4856 \text{ in}$$

Diameter bagian luar ( discharge )

$D_2 = 0,75 D_1$

$D_2 = 0,36 \text{ in}$

Suhu steam = 140 °C = 284 °F

Tekanan steam = 316 kPa = 45,9 psig

Pada Ps. = 60,576 psia

$F = 1,3$  (*Steam Pressure Factor*)

(*Ludwig, Fig. 6.26B, hal 373*)

Kebutuhan steam sebenarnya (Ws)

$$= 2152 \times 1$$

$$= 2797 \text{ lb/jam}$$

$$= 1268,786 \text{ kg/jam}$$

## **BIODATA PENULIS**



Marini Hermaningsih, lahir tanggal 21 Mei 1997 di Lumajang, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMA N 2 Lumajang, penulis melanjutkan studi di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS Surabaya).

Alamat e-mail :

[Mariniherman37@gmail.com](mailto:Mariniherman37@gmail.com)

## **BIODATA PENULIS**



Mahendra Aditya, lahir tanggal 5 November 1996 di Surabaya, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 2 Surabaya, penulis melanjutkan studi di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS Surabaya).

Alamat e-mail :

[mahenadit@gmail.com](mailto:mahenadit@gmail.com)