



## **TUGAS PRA DESAIN PABRIK – TK184803**

### **PRA DESAIN PABRIK TRIACETIN DARI PRODUK SAMPING PRODUKSI BIODIESEL (CRUDE GLYCEROL)**

**Oleh :**

**Dwi Arimbi Wardaningrum**  
**NRP. 022 11640000 003**

**Muhammad Iqbal Fauzie**  
**NRP. 022 11640000 093**

**Dosen Pembimbing 1 :**

**Dr. Ir. Susianto, DEA**  
**NIP. 1962 0820 1989 03 1004**

**Dosen Pembimbing 2 :**

**Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.**  
**NIP. 1951 0804 1974 12 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA**  
**SISTEM**  
**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**  
**SURABAYA**  
**2020**



## **TUGAS PRA DESAIN PABRIK – TK184803**

### **PRA DESAIN PABRIK TRIACETIN DARI PRODUK SAMPING PRODUKSI BIODIESEL (CRUDE GLYCEROL)**

**Oleh :**

**Dwi Arimbi Wardaningrum  
NRP. 022 11640000 003**

**Muhammad Iqbal Fauzie  
NRP. 022 11640000 093**

**Dosen Pembimbing 1 :**

**Dr. Ir. Susianto, DEA  
NIP. 1962 0820 1989 03 1004**

**Dosen Pembimbing 2 :**

**Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.  
NIP. 1951 0804 1974 12 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA  
SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**



## **PLANT DESIGN PROJECT – TK184803**

### **PRA-PLANT DESIGN OF TRIACETIN FROM BIODIESEL PRODUCTION BY-PRODUCT (CRUDE GLYCEROL)**

**Proposed by :**

**Dwi Arimbi Wardaningrum**  
**NRP. 022 11640000 003**

**Muhammad Iqbal Fauzie**  
**NRP. 022 11640000 093**

**Advisor 1 :**

**Dr. Ir. Susianto, DEA**  
**NIP. 1962 0820 1989 03 1004**

**Advisor 2 :**

**Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.**  
**NIP. 1951 0804 1974 12 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT**  
**FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND**  
**SYSTEMS ENGINEERING**  
**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**  
**SURABAYA**  
**2020**

## LEMBAR PENGESAHAN

### “STUDI PEMISAHAN BITUMEN DARI ASBUTON MENGGUNAKAN PROSES *MILLING* DENGAN PENAMBAHAN SURFAKTAN SODIUM *DEDOCYL* BENZENE SULFONATE (SDBS) DAN Natrium HIDROKSIDA (NaOH)”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana teknik pada program studi S-1 Departemen Teknik Kimia  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

**Dwi Arimbi Wardaningrum**                   **022 11640000 003**  
**Muhammad Iqbal Fauzie**                   **022 11640000 093**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Susianto, DEA  
(Pembimbing I)
2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc  
(Pembimbing II)
3. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.  
(Penguji I)
4. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T  
(Penguji II)
5. Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D  
(Penguji III)

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia



Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT  
NIP. 197503062002122002

Surabaya, 14 Agustus 2020

## LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

### **“TRIACETIN DARI PRODUK SAMPING PRODUKSI BIODIESEL (CRUDE GLYCEROL)”**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana teknik pada program studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

<b>Dwi Arimbi Wardaningrum</b>	<b>022 11640000 003</b>
<b>Muhammad Iqbal Fauzie</b>	<b>022 11640000 093</b>

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

1. Dr. Ir. Susianto, DEA  
(Pembimbing I)
2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc  
(Pembimbing II)
3. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
(Penguji I)
4. Setiyo Gunawan, S.T., Ph.D, IPM  
(Penguji II)
5. Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D  
(Penguji III)



Mengetahui,  
Kepala Departemen Teknik Kimia

Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT  
NIP 197503062002122002

Surabaya, 14 Agustus 2020

## INTISARI

Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif yang diharapkan dapat mengganti bahan bakar solar yang saat ini masih sangat banyak digunakan. Hal ini membuat pemerintah mengadakan Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional yang menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksanakan selama 25 tahun (GAPKI, 2019). Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif yang diperoleh dari reaksi transesterifikasi antara trigliserida dan alkohol. Selain biodiesel sebagai hasil utama, proses pembuatan biodiesel pada reaksi transesterifikasi trigliserida menghasilkan hasil samping yaitu gliserol (gliserin) kurang lebih 10% dari jumlah biodiesel yang dihasilkan (Khayoon dkk, 2011). Gliserol adalah produk samping dari proses produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi. Saat ini, gliserol belum banyak diolah sehingga masih memiliki nilai jual yang rendah. Oleh karena itu, pengolahan gliserol diperlukan agar dapat mengubah gliserol menjadi produk yang bernilai jual tinggi. Salah satu produk turunan gliserol yakni triacetin. Kegunaan triacetin sendiri cukup banyak di kalangan industri, baik industri makanan maupun non makanan. Kegunaan triacetin banyak digunakan sebagai penambah aroma, platisizer, pelarut, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi knocking pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif untuk biodiesel (Khayoon dkk, 2011). Selain menghasilkan triacetin, produk lain yg dihasilkan dari proses esterifikasi gliserol dan asam asetat adalah diacetin. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik. Permintaan akan triacetin akan terus meningkat dalam 5 – 10% per tahun (Kong dkk, 2016). Namun, di Indonesia sendiri belum ada yang mengembangkan triacetin ini.

Di Indonesia masih belum ada pabrik triacetin sehingga nilai produksi dan ekspor triacetin kosong atau tidak ada. Oleh

karena itu, digunakan nilai impor sebagai acuan penentuan kapasitas produksi kami sebagai substitusi impor triacetin Indonesia, yaitu sebesar 46.000 ton/tahun.

Pabrik triacetin ini akan didirikan di Dumai Riau pada tahun 2021. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, sumber energi listrik dan air, sumber tenaga kerja, serta aksesibilitas dan fasilitas transportasi.

Produksi triacetin dari gliserol dilakukan melalui tiga tahap, yaitu pre-treatment, esterifikasi, dan purifikasi.

Di bagian *pre-treatment*, *crude glycerol* dipanaskan hingga bersuhu 111°C. Kemudian memasuki *flash tower*. *Crude glycerol* yang mengandung kemurnian 96% dipanaskan hingga bersuhu 122°C. Kemudian, gliserol memasuki kolom distilasi untuk dimurnikan hingga 99,99%. Di bagian esterifikasi, gliserol dan asam asetat dialirkkan menuju reaktor esterifikasi R-210. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi esterifikasi antara gliserol dengan asam asetat berlebih membentuk monoacetin, diacetin, dan triacetin dengan menggunakan katalis Amberlyst-15. Jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis yang berupa amberlyst-15 dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor yang dilindungi dengan jaket pendingin pada suhu 105°C dan tekanan 1 bar serta reaksi berlangsung secara eksoterm. Setelah 4 jam reaksi, dihasilkan konversi 100% dengan menghasilkan 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin. Hasil reaksi esterifikasi diumpulkan menuju proses selanjutnya yaitu decanter dan dua kolom distiliasi untuk dilakukan pemurnian dengan pemisahan menjadi produk utama triacetin dan produk samping diacetin.

Karyawan yang dipekerjakan selama 84 jam tenaga kerja per hari untuk tahapan prosesnya. Jumlah pegawai total adalah 377 orang termasuk dewan komisaris dan direktur. Modal yang digunakan berasal dari modal sendiri sebesar 30% dan modal pinjaman sebesar 70%. Bentuk badan usaha yang digunakan adalah perseroan terbatas (PT).

Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, diperoleh hasil sebagai berikut:

- *Internal Rate of Return* : 16,53 % per tahun
- *Pay Out Time* : 6,5 tahun
- *BEP* : 29,57 %

Ditinjau dari uraian di atas, maka secara teknis dan ekonomis, pabrik triacetin dari produk samping biodiesel (*crude glycerol*) layak untuk didirikan.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya yang telah diberikan kepada kami, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan pra desain pabrik kami dengan judul :

### **“Pra Desain Pabrik Triacetin (Triacetyl Glycerol) dari Produk Samping Produksi Biodiesel (*Crude Glycerol*)”**

Laporan Pra Desain Pabrik ini menjadi salah satu poin yang harus dilakukan oleh mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS untuk mendapatkan gelar sarjana. Kami sebagai penulis menyadari apabila dalam penyusunan pra desain pabrik kami ini tidak dapat kami lakukan dengan baik tanpa adanya bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT
2. Orang tua dan keluarga atas segala dukungan, kasih sayang, doa sekaligus semua pengorbanan untuk kami dalam mendidik dan membesarkan kami
3. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA selaku dosen pembimbing utama kami sekaligus Kepala Laboratorium Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M. Sc selaku dosen pembimbing kedua kami
5. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T selaku kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
6. Bapak Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng selaku koordinator Tugas Akhir dan Skripsi Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
7. Ibu-ibu dosen penguji
8. Seluruh dosen dan karyawan di lingkungan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS

9. Teman-teman kami K-56 yang telah menemani hari-hari kami selama berada di lingkungan Departemen Teknik Kimia, FTIRS-ITS
10. Rekan-rekan di Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas
11. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam proses pengerajan laporan skripsi ini.

Kami juga menyadari bahwa masih banyak hal yang harus diperbaiki dari pra desain pabrik yang telah kami buat. Oleh karena itu, kami sangat mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun dari pembaca.

Surabaya, Agustus 2020  
Penyusun

## DAFTAR ISI

INTISARI .....	i
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
BAB I LATAR BELAKANG .....	1
BAB II BASIS DESAIN DATA .....	5
II.1 Kapasitas.....	5
II.2 Lokasi .....	6
II.2.1 Faktor Primer .....	6
II.2.2 Faktor Sekunder.....	11
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk .....	17
II.3.1 Gliserol .....	17
II.3.2 Asam Asetat.....	20
II.3.3 Amberlyst-15 .....	22
II.3.4 Triacetin.....	23
II.3.5 Diacetin.....	25
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES .....	29
III.1 Pemilihan Proses Pemurnian Gliserol.....	29
III.1.1 Proses Pemurnian Kondo.....	29
III.1.2 Proses Pemurnian Ueoka .....	32
III.1.3 Proses Pemurnian Brockmann .....	33
III.2 Seleksi Proses Pemurnian Gliserol .....	35
III.3 Pemilihan Proses Pembuatan Triacetin.....	36
III.3.1 Proses Howell.....	37
III.3.2 Proses Bremus .....	38
III.3.3 Gross Profit Margin .....	40
III.4 Perbandingan Masing-masing Proses .....	43
III.5 Deskripsi Proses Terpilih.....	44
III.5.1 Unit Pre-Treatment .....	44
III.5.2 Unit Esterifikasi.....	45
III.5.3 Unit Purifikasi .....	46

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....	47
IV.1 Neraca Massa .....	47
IV.2. Neraca Panas .....	56
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN .....	85
BAB VI ANALISA EKONOMI .....	112
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia .....	112
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan .....	112
VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan .....	112
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja .....	119
VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji .....	119
VI.2 Analisa Ekonomi .....	123
VI.2.1 Laju Pengembalian Modal ( <i>Internal Rate of Return / IRR</i> ) .....	123
VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal ( <i>Pay Out Time / POT</i> ) .....	124
VI.2.3 Titik Impas (Break Even Point / BEP) .....	124
BAB VII KESIMPULAN .....	125
DAFTAR PUSTAKA .....	127
RIWAYAT HIDUP PENULIS	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar II.1</b> Topografi Kota Dumai .....	12
<b>Gambar II.2</b> Wilayah Gresik .....	13
<b>Gambar II.3</b> Pembobotan dan Hasil pada <i>Expert Choice</i> .....	15
<b>Gambar II.4</b> Peta Lokasi Pabrik Triacetin di Kawasan Industri Dumai (KID) Riau (Google, 2019).....	16
<b>Gambar II.5</b> Rumus Struktur Gliserol (Prasetyo, 2012).....	17
<b>Gambar II.6</b> Rumus Struktur Asam Asetat (Patnaik, 2007).....	20
<b>Gambar II.7</b> Rumus Struktur Triacetin (Ash, 2004) .....	23
<b>Gambar II.8</b> Rumus Struktur Diacetin (Ash, 2004) .....	26
<b>Gambar III.1</b> Blok Diagram Proses Kondo .....	30
<b>Gambar III.2</b> Blok Diagram Proses Ueoka.....	32
<b>Gambar III.3</b> Blok Diagram Proses Brockmann.....	34
<b>Gambar III.4</b> Mekanisme Reaksi Esterifikasi Tiga Tahap untuk Menghasilkan Triacetin (Zahrul, Mufrodi, Rochmandi, Sutijan & Arief Budiman, 2014).....	36
<b>Gambar III.5</b> Mekanisme Reaksi Esterifikasi Gliserol dan Asam Asetat.....	37
<b>Gambar III.6</b> Blok Diagram Proses Bremus Pembuatan Triacetin .....	39
<b>Gambar III.7</b> Blok Diagram Proses Pembuatan Triacetin .....	44
<b>Gambar IV.1</b> Blok Diagram <i>Flash Tank</i> (D-110).....	48
<b>Gambar IV.2</b> Blok Diagram Crude Glycerol Distillation Column (D-120).....	49
<b>Gambar IV.3</b> Blok Diagram <i>Esterification Reactor</i> (R-210) ....	51
<b>Gambar IV.4</b> Blok Diagram Dekanter (H-220) .....	52
<b>Gambar IV.5</b> Blok Diagram Crude Triacetin Distillation Column (D-310).....	54
<b>Gambar IV.6</b> Blok Diagram Crude Diacetin Distillation Column (D-320).....	55
<b>Gambar IV.7</b> Aliran energi pada sistem.....	57
<b>Gambar IV.8</b> Blok Diagram pada <i>1<sup>st</sup> Heat Exchanger</i> .....	58
<b>Gambar IV.9</b> Blok Diagram pada <i>1<sup>st</sup> Expander Valve</i> .....	59

<b>Gambar IV.10</b> Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank.....	60
<b>Gambar IV.11</b> Blok Diagram pada Flash Tank Condenser.....	62
<b>Gambar IV.12</b> Blok Diagram Pada Crude Glycerol Jet Ejector	63
<b>Gambar IV.13</b> Blok Diagram Pada Crude Glycerol Barometric Condenser.....	64
<b>Gambar IV.14</b> Blok Diagram pada 2 <sup>nd</sup> Heat Exchanger .....	65
<b>Gambar IV.15</b> Blok Diagram pada <i>Expander Valve</i> .....	66
<b>Gambar IV.16</b> Blok Diagram pada Crude Glycerol Distillation Column.....	67
<b>Gambar IV.17</b> Blok Diagram Pada Glycerol Jet Ejector .....	69
<b>Gambar IV.18</b> Blok Diagram Pada Glycerol Barometric Condenser.....	70
<b>Gambar IV.19</b> Blok Diagram pada Glycerol Cooler.....	70
<b>Gambar IV.20</b> Blok Diagram Pada Esterification Reactor.....	72
<b>Gambar IV.21</b> Blok Diagram pada Decanter .....	73
<b>Gambar IV.22</b> Blok Diagram pada <i>Expander Valve</i> .....	74
<b>Gambar IV.23</b> Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column .....	76
<b>Gambar IV.24</b> Blok Diagram Pada Triacetin Jet Ejector .....	78
<b>Gambar IV.25</b> Blok Diagram Pada Triacetin Barometric Condenser.....	78
<b>Gambar IV.26</b> Blok Diagram pada Triacetin Cooler .....	79
<b>Gambar IV.27</b> Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column .....	80
<b>Gambar IV.28</b> Blok Diagram pada Diacetin Cooler .....	82
<b>Gambar VI.1</b> Struktur Organisasi .....	113

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II.1</b> Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012 – 2018 .....	5
<b>Tabel II.2</b> 10 Produsen Biodiesel Terbesar di Indonesia .....	7
<b>Tabel II.3</b> Peta Persebaran Produsen Asam Asetat di Dunia pada Tahun 2012.....	8
<b>Tabel II.4</b> Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi	9
<b>Tabel II.5</b> Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN (MW) .....	10
<b>Tabel II.6</b> Persentase Pengangguran Terbuka di Riau dan Jawa Timur Selama 5 Tahun Terakhir .....	11
<b>Tabel II.7</b> Hasil Penentuan Lokasi Pabrik dengan AHP .....	15
<b>Tabel II.8</b> <i>Thermophysical Property</i> Data untuk Gliserol .....	18
<b>Tabel II.9</b> Spesifikasi <i>Crude Glycerol</i> PT Wilmar Bioenergy Indonesia .....	19
<b>Tabel II.10</b> Spesifikasi Gliserol .....	19
<b>Tabel II.11</b> <i>Thermophysical Property Data</i> untuk Asam Asetat	21
<b>Tabel II.12</b> Spesifikasi Asam Asetat .....	21
<b>Tabel II.13</b> Data Properti Amberlyst-15 .....	22
<b>Tabel II.14</b> <i>Thermophysical Property Data</i> untuk Triacetin.....	23
<b>Tabel II.15</b> Spesifikasi Produk Triacetin yang Diinginkan.....	25
<b>Tabel II.16</b> <i>Thermophysical Property Data</i> untuk Diacetin .....	26
<b>Tabel II.17</b> Spesifikasi Produk Diacetin yang Diinginkan.....	27
<b>Tabel III.1</b> Perbandingan Uraian Proses Pemurnian Gliserol ....	35
<b>Tabel III.2</b> Daftar Harga Bahan Baku dan Produk .....	41
<b>Tabel III.3</b> <i>Gross Profit Margin</i> Proses Howell .....	41
<b>Tabel III.4</b> <i>Gross Profit Margin</i> Proses Bremus .....	42
<b>Tabel III.5</b> Uraian Perbandingan Proses.....	43
<b>Tabel III.6</b> Kondisi Operasi pada Proses Terpilih .....	46
<b>Tabel IV.1</b> Komposisi Crude Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia) .....	47
<b>Tabel IV.2</b> Neraca Massa <i>Flash Tank</i> (D-110).....	48
<b>Tabel IV.3</b> Neraca Massa Crude Glycerol Distillation Column (D-120).....	50

<b>Tabel. IV.4</b> Neraca Massa <i>Esterification Reactor</i> (R-210) .....	51
<b>Tabel. IV.5</b> Neraca Massa Dekanter (H-220) .....	52
<b>Tabel. IV.6</b> Neraca Massa Crude Triacetin Distillation Column (D-310).....	54
<b>Tabel. IV.7</b> Neraca Massa Crude Diacetin Distillation Column (D-320).....	56
<b>Tabel IV.8</b> Neraca Energi 1 <sup>st</sup> Heat Exchanger .....	58
<b>Tabel IV.9</b> Neraca Energi 1 <sup>st</sup> Expander Valve.....	59
<b>Tabel IV.10</b> Neraca Energi Crude Glycerol Flash Separator Tank .....	61
<b>Tabel IV.11</b> Neraca Energi Flash Tank Condenser .....	62
<b>Tabel IV.12</b> Neraca Energi Crude Glycerol Jet Ejector .....	63
<b>Tabel IV.13</b> Neraca Energi Crude Glycerol Barometric Condenser.....	64
<b>Tabel IV.14</b> Neraca Energi 2 <sup>nd</sup> Heat Exchanger .....	65
<b>Tabel IV.15</b> Neraca Energi 2 <sup>nd</sup> Expander Valve .....	66
<b>Tabel IV.16</b> Neraca Energi Glycerol Distillation Column .....	68
<b>Tabel IV.17</b> Neraca Energi Glycerol Jet Ejector .....	69
<b>Tabel IV.18</b> Neraca Energi Glycerol Barometric Condenser....	70
<b>Tabel IV.19</b> Neraca Energi Glycerol Cooler .....	71
<b>Tabel IV.20</b> Neraca Energi Esterification Reactor .....	72
<b>Tabel IV.21</b> Neraca Energi Decanter.....	73
<b>Tabel IV.22</b> Neraca Energi 3 <sup>rd</sup> Expander Valve .....	75
<b>Tabel IV.23</b> Neraca Energi Triacetin Distillation Column .....	76
<b>Tabel IV.24</b> Neraca Energi Triacetin Jet Ejector .....	78
<b>Tabel IV.25</b> Neraca Energi Triacetin Barometric Condenser ...	79
<b>Tabel IV.26</b> Neraca Energi Triacetin Cooler .....	79
<b>Tabel IV.27</b> Neraca Energi Diacetin Distillation Column .....	81
<b>Tabel IV.28</b> Neraca Energi Diacetin Cooler .....	82
<b>Tabel V.1</b> Spesifikasi Alat D-110.....	85
<b>Tabel V.2</b> Spesifikasi Alat F-111.....	85
<b>Tabel V.3</b> Spesifikasi Alat L-122 .....	86
<b>Tabel V.4</b> Spesifikasi Alat E-113 .....	87
<b>Tabel V.5</b> Spesifikasi Alat E-115 .....	87
<b>Tabel V.6</b> Spesifikasi Alat F-116.....	87

<b>Tabel V.7</b> Spesifikasi Alat G-117 .....	88
<b>Tabel V.7</b> Spesifikasi Alat E-118 .....	88
<b>Tabel V.9</b> Spesifikasi Alat L-119 .....	89
<b>Tabel V.10</b> Spesifikasi Alat D-120 .....	89
<b>Tabel V.11</b> Spesifikasi Alat E-121 .....	90
<b>Tabel V.12</b> Spesifikasi Alat E-123 .....	90
<b>Tabel V.13</b> Spesifikasi Alat F-124.....	91
<b>Tabel V.14</b> Spesifikasi Alat G-125 .....	91
<b>Tabel V.15</b> Spesifikasi Alat E-126 .....	92
<b>Tabel V.16</b> Spesifikasi Alat L-127 .....	92
<b>Tabel V.17</b> Spesifikasi Alat L-128 .....	93
<b>Tabel V.18</b> Spesifikasi Alat E-129 .....	93
<b>Tabel V.19</b> Spesifikasi Alat R-210 .....	94
<b>Tabel V.20</b> Spesifikasi Alat L-211 .....	94
<b>Tabel V.21</b> Spesifikasi Alat L-212 .....	94
<b>Tabel V.22</b> Spesifikasi Alat E-213 .....	95
<b>Tabel V.23</b> Spesifikasi Alat F-214.....	95
<b>Tabel V.24</b> Spesifikasi Alat L-215 .....	96
<b>Tabel V.25</b> Spesifikasi Alat F-216.....	96
<b>Tabel V.26</b> Spesifikasi Alat L-217 .....	97
<b>Tabel V.27</b> Spesifikasi Alat F-218.....	97
<b>Tabel V.28</b> Spesifikasi Alat J-219 .....	98
<b>Tabel V.29</b> Spesifikasi Alat H-220.....	99
<b>Tabel V.30</b> Spesifikasi Alat L-221 .....	100
<b>Tabel V.31</b> Spesifikasi Alat F-222.....	100
<b>Tabel V.32</b> Spesifikasi Alat L-223 .....	101
<b>Tabel V.33</b> Spesifikasi Alat F-224.....	101
<b>Tabel V.34</b> Spesifikasi Alat D-310.....	102
<b>Tabel V.35</b> Spesifikasi Alat E-312 .....	103
<b>Tabel V.36</b> Spesifikasi Alat F-313.....	104
<b>Tabel V.37</b> Spesifikasi Alat G-314 .....	104
<b>Tabel V.38</b> Spesifikasi Alat E-215 .....	105
<b>Tabel V.39</b> Spesifikasi Alat L-316 .....	105
<b>Tabel V.401</b> Spesifikasi Alat L-317 .....	105
<b>Tabel V.41</b> Spesifikasi Alat E-318 .....	106

<b>Tabel V.42</b> Spesifikasi Alat L-319 .....	106
<b>Tabel V.43</b> Spesifikasi Alat E-3110 .....	106
<b>Tabel V.44</b> Spesifikasi Alat F-3111.....	107
<b>Tabel V.45</b> Spesifikasi Alat D-320.....	107
<b>Tabel V.46</b> Spesifikasi Alat E-321 .....	107
<b>Tabel V.47</b> Spesifikasi Alat F-322.....	108
<b>Tabel V.48</b> Spesifikasi Alat L-323 .....	108
<b>Tabel V.49</b> Spesifikasi Alat L-324 .....	108
<b>Tabel V.50</b> Spesifikasi Alat E-325 .....	108
<b>Tabel V.51</b> Spesifikasi Alat L-326 .....	109
<b>Tabel V.51</b> Spesifikasi Alat E-327 .....	109
<b>Tabel V.52</b> Spesifikasi Alat F-328.....	109
<b>Tabel VI.1</b> Perhitungan Gaji Karyawan.....	120
<b>Tabel VI.2</b> Pembagian <i>Shift</i> Kerja Karyawan .....	123

## **BAB I**

### **LATAR BELAKANG**

Permasalahan yang terjadi di Indonesia saat ini yaitu produksi bahan bakar minyak bumi tidak dapat mengimbangi besarnya konsumsi bahan bakar minyak, sehingga Indonesia melakukan impor minyak untuk memenuhi kebutuhan energi bahan bakar minyak setiap harinya. Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif yang diharapkan dapat mengganti bahan bakar solar yang saat ini masih sangat banyak digunakan. Di Indonesia, biodiesel yang berasal dari minyak tanaman seperti kelapa sawit, jarak, kelapa, dan lain sebagainya dapat dengan mudah diperoleh. Hal ini membuat pemerintah mengadakan Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional yang menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksanakan selama 25 tahun (GAPKI, 2019).

Biodiesel adalah bahan bakar yang terdiri dari campuran mono-alkyl ester dari rantai panjang asam lemak, dan terbuat dari bahan yang dapat diperbarui seperti lemak nabati maupun lemak hewani. Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif yang diperoleh dari reaksi transesterifikasi antara trigliserida dan alkohol. Dari reaksi transesterifikasi tersebut akan menghasilkan FAME (*Fatty Acid Methyl Ester*) atau biodiesel. Selain biodiesel sebagai hasil utama, proses pembuatan biodiesel pada reaksi transesterifikasi trigliserida menghasilkan hasil samping yaitu gliserol (gliserin) kurang lebih 10% dari jumlah biodiesel yang dihasilkan (Khayoon dkk, 2011).

Gliserol adalah produk samping dari proses produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi. Gliserol merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah 3 dan dikenal dengan nama 1,2,3-propanatriol. Gliserol berbentuk cairan kental tidak berwarna, tidak berbau, dan memiliki rasa manis (Pagliaro dan Michele, 2008). Saat ini, gliserol belum banyak diolah sehingga masih memiliki nilai jual yang rendah. Oleh karena itu, pengolahan

gliserol diperlukan agar dapat mengubah gliserol menjadi produk yang bernilai jual tinggi.

Salah satu produk turunan gliserol yakni triacetin. Triacetin atau Gliseril Triasetat ( $C_9H_{14}O_6$ ) merupakan liquid yang memiliki kandungan minyak, rasa yang pahit, tidak berwarna, bau seperti minyak, dan mudah terbakar. Zat ini dapat larut dalam air, kloroform, benzene, dan eter. Triacetin memiliki titik didih sebesar  $258^{\circ}\text{C}$ , titik leleh sebesar  $-78^{\circ}\text{C}$ , titik nyala sebesar  $280^{\circ}\text{F}$ , dan suhu nyala otomatis sebesar  $812^{\circ}\text{F}$  (Fiume, 2003). Triacetin dapat diproduksi dari reaksi gliserol dan asam asetat menggunakan katalis yang bersifat asam. Katalis yang digunakan dapat berbentuk homogen maupun heterogen. Kajian pustaka (Liao dkk, 2009) menunjukkan bahwa pembuatan triacetin dari gliserol dan asam asetat dapat dilakukan menggunakan katalis padat melalui tahap esterifikasi. Katalis yang digunakan adalah amberlyst-15. Proses pembuatan dilakukan selama 4 jam pada suhu  $50^{\circ}\text{C}$  dengan perbandingan rasio mol gliserol dan asam asetat 1:3 dan diperoleh konversi sebesar 97% (Goncalvez, 2008). Kegunaan triacetin sendiri cukup banyak di kalangan industri, baik industri makanan maupun non makanan. Kegunaan triacetin banyak digunakan sebagai penambah aroma, platisizer, pelarut, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi *knocking* pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif untuk biodiesel (Khayoon dkk, 2011). Selain menghasilkan triacetin, produk lain yg dihasilkan dari proses esterifikasi gliserol dan asam asetat adalah diacetin. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik.

Kebutuhan impor triacetin di dunia, khususnya wilayah Asia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Sebanyak 35% kebutuhan triacetin di dunia dipasok oleh Negara Tirai Bambu tersebut. Kapasitas produksi China mencapai 55.000 ton per tahun, dengan 38.500 ton dipakai untuk konsumsi dalam negeri, dan 16.500 ton di ekspor ke negara lain. Permintaan akan triacetin akan terus meningkat dalam 5 – 10% per tahun (Kong dkk, 2016). Namun, di Indonesia sendiri belum ada yang mengembangkan

triacetin ini. Padahal kebutuhan triacetin sangatlah dibutuhkan dalam berbagai industri pangan maupun non-pangan. Sehingga dengan melihat kebutuhan triacetin di dunia industri yang semakin meningkat dan pesaing atau kompetitor di Indonesia yang belum ada, maka peluang pasar untuk membangun pabrik triacetin sangatlah besar.

Dalam pra-desain pabrik ini, akan dibuat triacetin melalui proses esterifikasi. Triacetin sebagai produk akan digunakan sebagai zat aditif pada industri bahan makanan. Triacetin ini dibuat dengan cara mereaksikan asam asetat dan gliserol pada reaksi esterifikasi.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB II

### BASIS DESAIN DATA

#### II.1 Kapasitas

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik triacetin adalah kapasitas pabrik. Pabrik triacetin dengan bahan baku gliserol dan asam asetat ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2023 dengan mengacu pada pemenuhan konsumsi dalam negeri serta penekanan jumlah impor.

Hingga saat ini belum pernah didirikan pabrik triacetin di Indonesia. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan triacetin dalam negeri, Indonesia melakukan impor triacetin setiap tahunnya. **Tabel II.1** menunjukkan data impor triacetin di Indonesia dari tahun 2012 – 2018 berdasarkan BPS :

**Tabel II.1** Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012 – 2018

Tahun	Impor triacetin (ton)	Pertumbuhan (%)
2012	12.581,3	–
2013	12.486,0	-0,8
2014	15.911,7	27,4
2015	15.905,1	-0,04
2016	18.762,4	18,0
2017	23.817,5	26,9
2018	26.404,8	10,9
<b>Rata – rata</b>		11,8

(BPS, 2019)

Untuk menentukan proyeksi kebutuhan triacetin pada tahun mendatang dapat digunakan persamaan berikut :

$$F = P (1+i)^n$$

Dimana :      F = konsumsi saat pabrik didirikan (tahun)

                  P = kebutuhan sekarang (tahun)

                  i = pertumbuhan rata-rata

                  n = selisih tahun

Dari Tabel II.1 diketahui bahwa pertumbuhan rata – rata impor triacetin di Indonesia dari 2012 – 2018 sebesar 11,8%

dengan nilai impor triacetin di Indonesia pada tahun 2018 sebesar 26.404,8 ton. Dengan menggunakan persamaan yang sama, diperoleh proyeksi nilai impor triacetin pada tahun 2023 sebesar 46.063,8 ton.

Di Indonesia masih belum ada pabrik triacetin sehingga nilai produksi dan ekspor triacetin kosong atau tidak ada. Oleh karena itu, digunakan nilai impor sebagai acuan penentuan kapasitas produksi kami sebagai substitusi impor triacetin Indonesia, yaitu sebesar 46.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas produksi ini juga didasari oleh faktor-faktor sebagai berikut.

1. Ketersediaan bahan baku gliserol sebesar 143.000 ton/tahun dari industri biodiesel di Dumai, Riau, yaitu PT. Wilmar Bioenergy Indonesia.
2. Ketersediaan bahan baku asam asetat dari PT. Indo Acidatama Tbk (33.000 ton/tahun) dan Shaanxi Yanchang Petroleum(Group) Co. Ltd. (200.000 ton/tahun).

## **II.2 Lokasi**

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut. Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik triacetin ini, faktor yang dijadikan pertimbangan ialah sebagai berikut.

### **II.2.1 Faktor Primer**

#### **II.2.1.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku merupakan hal yang paling utama dalam pengoperasian pabrik karena pabrik akan beroperasi atau tidak sangat bergantung pada ketersediaan bahan baku. Triacetin dapat

dibuat dengan bahan baku gliserol dan asam asetat dengan proses esterifikasi. Bahan gliserol didapat dari hasil samping industri biodiesel dimana dihasilkan 1 kg gliserol per 9 kg biodiesel atau sama dengan 10% setiap produksinya (Pachauri, 2006). Pabrik triacetin yang berada di Dumai Riau berdekatan dengan sumber bahan baku, yaitu gliserol yang didapat dari PT. Wilmar Bioenergy Indonesia sehingga biaya pengangkutan serta dana untuk investasi fasilitas penyimpanan serta inventori bahan baku dapat dikurangi. **Tabel II.2** menunjukkan 10 produsen Biodiesel terbesar di Indonesia.

**Tabel II.2** 10 Produsen Biodiesel Terbesar di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas produksi biodiesel (ton/thn)	Kapasitas gliserol (ton/thn)
PT. Wilmar Bioenergy Indonesia	Dumai, Riau	1.300.000	130.000
PT. Wilmar Nabati Indonesia	Gresik, Jatim	1.300.000	130.000
PT. Musim Mas	Batam, Kepri	615.000	61.500
PT. Ciliandra Perkasa	Dumai, Riau	250.000	25.000
PT. Cemerlang Energi Perkasa	Dumai, Riau	250.000	25.000
PT. Musim Mas	Medan, Sumut	235.000	23.500
PT. Pelita Agung Agri Industries	Bengkalis, Riau	200.000	20.000
PT. Multi Biofuel Indonesia	Kalsel	160.000	16.000

PT. Darmex Biofuels	Cikarang Jabar	150.000	15.000
PT. Anugerah Inti Gemanusa	Gresik Jatim	120.000	12.000

(Kementerian Perindustrian, 2013)

Kebutuhan asam asetat dipenuhi dengan cara membeli asam asetat dari satu-satunya pabrik produsen asam asetat nasional yang terdapat di kota Solo, Jawa Tengah yaitu PT. Indo Acidatama Chemical Industry (IACI) serta dua pabrik produsen asam asetat asal Cina yaitu Celanese AG dan Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co. Ltd. **Tabel II.3** menunjukkan persebaran produsen asam asetat di dunia.

**Tabel II.3** Peta Persebaran Produsen Asam Asetat di Dunia pada Tahun 2012

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/thn)
Svensk Etanolkemi AB	Swedia	20.000
PT. Indo Acidatama Tbk	Solo, Jawa Tengah	33.000
Shaanxi Yanchang Petroleum(Group) Co. Ltd.	Cina	200.000
Tianji Alkali plant	Cina	200.000
BP Petrochemicals	Inggris	420.000
Sterling Chemical Inc.	Amerika Utara	544.312
Samsung BP Chemical	Korea Selatan	570.000
Celanese AG	Cina	600.000
Celenase AG	Amerika	1.950.000

(Sumber : Pratiwi, 2012)

Katalis yang digunakan dalam pabrik kami adalah amberlyst-15. Katalis amberlyst-15 diperoleh dari Sunrise New Material Company, Ltd. yang berada di Shaanxi, Cina.

### **II.2.1.2 Lokasi Pemasaran**

Lokasi pemasaran yang akan dijangkau akan berpengaruh pada biaya distribusi produk. Rencananya penjualan produk akan dijual ke 410 perusahaan produksi makanan di Indonesia (GAPMMI, 2020).

### **II.2.1.3 Fasilitas Transportasi**

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tertentu akan membutuhkan kedua faktor ini agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melengkapi jalan, bandara, dan pelabuhan.

**Tabel II.4** Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

No.	Provinsi	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
1.	Riau	2779,81	7 bandara (1 bandara internasional)	1 pelabuhan peti kemas
2.	Jawa Timur	2361,23	10 bandara (1 bandara internasional)	2 pelabuhan peti kemas

### **II.2.1.4 Kebutuhan Air**

Air yang dibutuhkan dalam proses pembuatan triacetin diperoleh dari 15 sungai yang berada di Dumai Riau. Sungai-sungai di daerah Dumai umumnya merupakan sungai abadi (*perennial stream*) yang airnya dapat mengalir sepanjang tahun sehingga dapat diproses sebagai air baku sarana utilitas dan kebutuhan domestik (Pemerintah Kota Dumai, 2011).

Sedangkan di daerah Gresik Jawa Timur, kebutuhan air bersih didapat dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM) Gresik. Di Gresik terdapat tiga sungai yang dijadikan sebagai pasokan air bersih. Namun, seiring dengan perkembangan industri di Gresik, pasokan air di tiga sungai ini semakin menurun baik dari

segi kualitas maupun kuantitas (Pemerintah Kabupaten Gresik, 2016).

#### **II.2.1.5 Kebutuhan Tenaga Listrik**

Utilitas merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berikut ini adalah data kapasitas terpasang permbangkit tenaga listrik PLN menurut jenis pembangkit untuk wilayah Riau dan Jawa Timur.

**Tabel II.5 Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN (MW)**

<b>Wilayah/ Provinsi</b>	<b>Riau</b>	<b>Jawa Timur</b>
<b>P[LTU B</b>	400	2.790
<b>PLTU M</b>	-	700
<b>PLTG</b>	-	342,45
<b>PLTGU</b>	-	2.040,61
<b>PLTMG</b>	100	-
<b>PLTD</b>	81,07	8,33
<b>PLTA</b>	118	283,23
<b>PLTM</b>	-	-
<b>PLTMH</b>	-	-
<b>PLTP</b>	110	-
<b>PLTB</b>	-	-
<b>PLTS</b>	-	-
<b>Jumlah</b>	809,07	6.164,62

(Sumber : PLN)

#### **II.2.1.6 Tenaga Kerja**

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

**Tabel II.6** Persentase Pengangguran Terbuka di Riau dan Jawa Timur Selama 5 Tahun Terakhir

<b>Provinsi</b>	<b>Tahun</b>						<b>Rata-Rata</b>
	<b>2013</b>	<b>2014</b>	<b>2015</b>	<b>2016</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>	
Riau	5,07	5,08	3,44	4,54	4,43	4,33	5,38
Jawa Timur	3,97	4,02	4,31	4,14	4,1	3,85	4,87

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan data diatas, tercatat bahwa Riau memiliki tingkat pengangguran yang paling tinggi sehingga berpotensi untuk dijadikan sumber tenaga kerja.

## II.2.2 Faktor Sekunder

### II.2.2.1 Kondisi Iklim dan Cuaca

Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap Provinsi tahun 2020. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis dengan data pabrik triacetin akan direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2023.

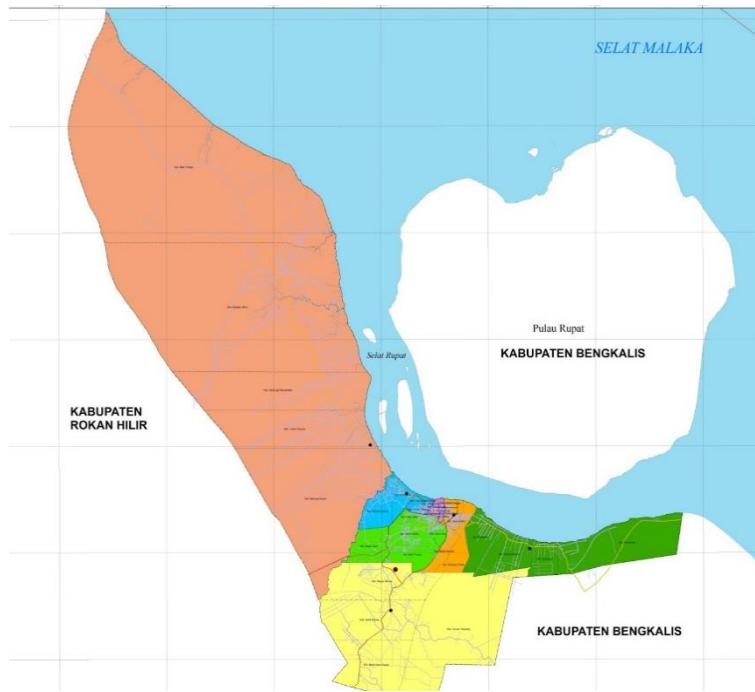
#### 1. Dumai

- Kelembaban udara rata-rata : 65-100%
- Suhu udara rata-rata : 28-33°C
- Gempa : 3,9 SR (2019)
- Kecepatan angin rata-rata : 4- 9 km/jam

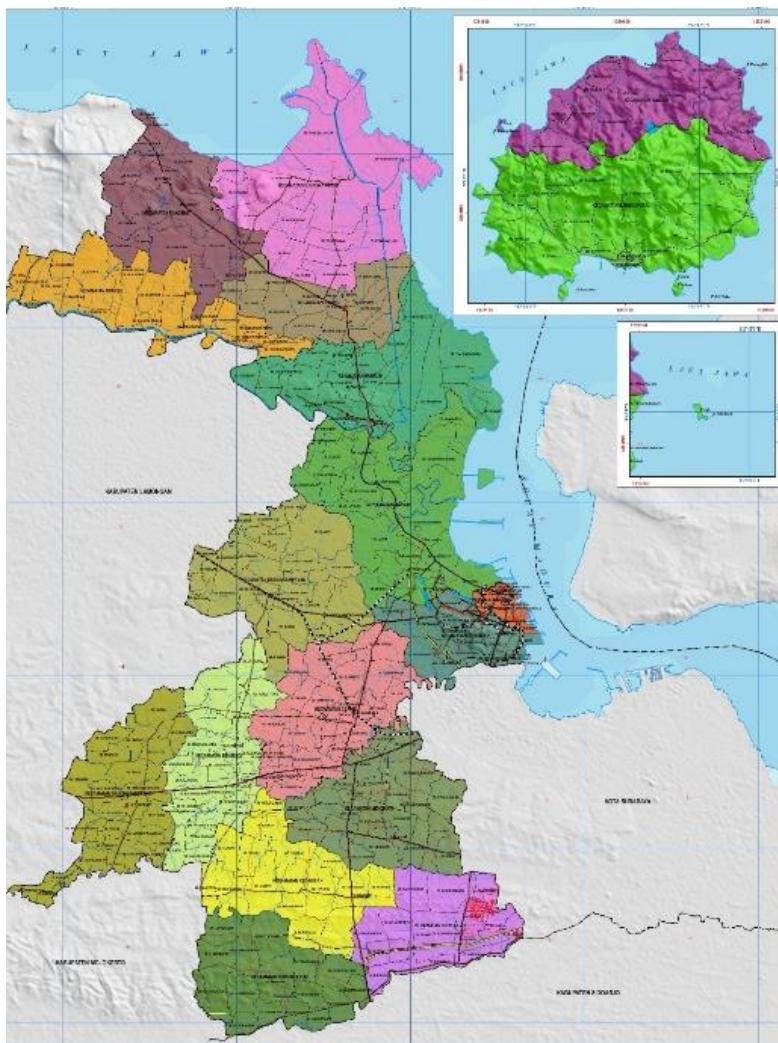
#### 2. Gresik

- Kelembaban udara rata-rata : 65-100%
- Suhu udara rata-rata : 28-33°C
- Gempa : Tidak ada data
- Kecepatan angin rata-rata : 4-9 km/jam

(Sumber : bmkg.go.id)



**Gambar II.1** Topografi Kota Dumai



**Gambar II.2 Wilayah Gresik**

Penentuan suatu kawasan industri terkait dengan masalah tanah, yaitu tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa

maupun banjir, jadi pemilihan lokasi pendirian pabrik di Kawasan Industri Dumai maupun di Kawasan Industri Gresik tepat, walaupun masih diperlukan kajian lebih lanjut tentang masalah tanah sebelum pabrik didirikan.

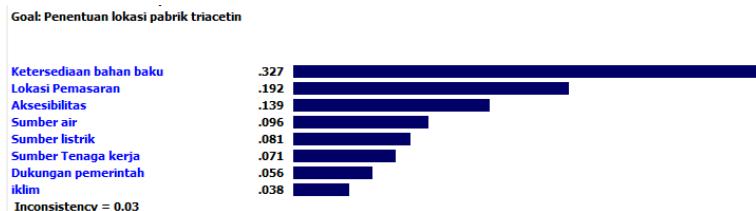
### **II.2.2.2 Kebijakan Pemerintah**

Dumai Riau dan Gresik Jawa Timur merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia, sehingga kebijakan pemerintah dalam hal perijinan, lingkungan masyarakat sekitar, faktor sosial, dan perluasan pabrik memungkinkan untuk berdirinya pabrik triacetin.

Berdasarkan Peraturan Daerah Kabupaten Gresik Nomor 8 Tahun 2011 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kabupaten Gresik 2010-2030, strategi pengembangan kawasan peruntukan industri sebagaimana dimaksud dalam Pasal 7 dilakukan dengan penataan ruang yang ramah investasi dan berwawasan lingkungan. Kawasan peruntukan industri sebagaimana dimaksud dalam Pasal 70 ayat 1 direncanakan dengan luas sekurang-kurangnya 12.448,026 Ha.

Sedangkan hukum dan peraturan yang mengatur pembangunan industri di wilayah Dumai Riau terdapat dalam Peraturan Daerah (Perda) Nomor 15 Tahun 2019 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kota Dumai 2019-2039. BAB II bagian kedua pasal 3-E menyatakan bahwa Kota Dumai membuka peluang investasi dalam rangka meningkatkan perekonomian wilayah dengan pengembangan Kawasan Industri Dumai yang terletak di Kota Dumai, Riau.

Setelah dilakukan perbandingan berbagai aspek, dilakukan pembobotan dengan *Analytical Hierarchy Process* (AHP) untuk menentukan lokasi yang tepat untuk didirikan pabrik triacetin.



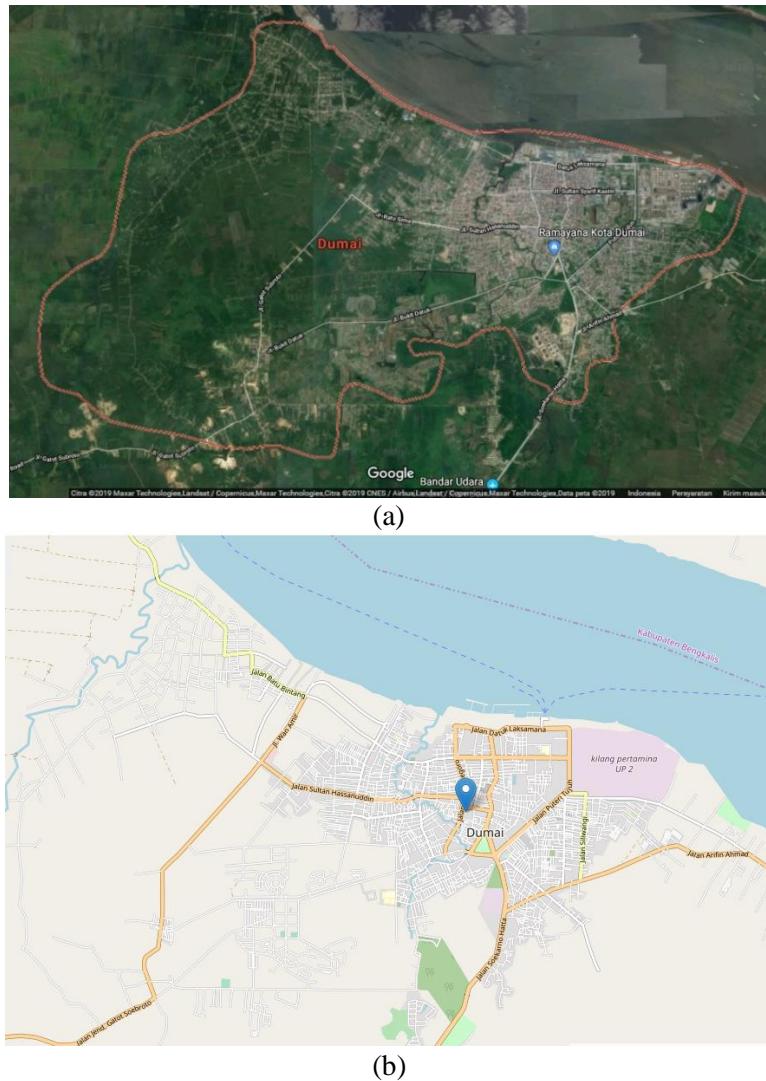
**Gambar II.3** Pembobotan dan Hasil pada *Expert Choice*

Kemudian, dilakukan penilaian dari masing-masing aspek untuk menentukan hasil yang terbaik dalam pemilihan lokasi pabrik.

**Tabel II.7** Hasil Penentuan Lokasi Pabrik dengan AHP

Parameter	Bobot	Riau		Jawa Timur	
		Nilai	Bobot x Nilai	Nilai	Bobot x Nilai
Ketersediaan bahan baku	0,327	100	32,7	50	16,35
Lokasi Pemasaran	0,192	90	17,28	80	15,36
Aksesibilitas	0,139	80	11,12	90	12,51
Sumber Air	0,096	90	8,64	70	6,72
Sumber Listrik	0,081	70	5,67	100	8,1
Tenaga Kerja	0,071	100	7,1	90	6,39
Dukungan Pemerintah	0,056	100	5,6	100	5,6
Iklim	0,038	90	3,42	100	3,8
<b>TOTAL</b>			<b>83,53</b>		<b>74,83</b>

Dari hasil *expert choice* di atas, pabrik ini akan didirikan di Kawasan Industri Dumai (KID) Kelurahan Pelintung, Kecamatan Medang Kampai, Dumai, Riau. Dumai merupakan kota terluas kedua yang ada di Indonesia yang berjarak sekitar 188 km dari Kota Pekanbaru. Adapun lokasi pabrik yang kami tawarkan ditunjukkan dalam Gambar II.1.

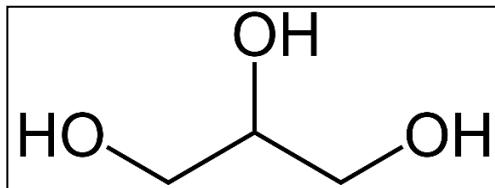


**Gambar II.4** Peta Lokasi Pabrik Triacetin di Kawasan Industri Dumai (KID) Riau (Google, 2019)

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Gliserol

Gliserol adalah produk samping dari produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi dan merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah tiga buah gliserol (*1,2,3 propanetriol*). Gliserol adalah senyawa alkohol dengan hidroksil yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. Gliserol merupakan komponen yang menyusun berbagai macam lipid termasuk trigliserida. Gliserol juga dapat diperoleh dari proses saponifikasi lemak hewan, proses epiklorohidrin dan proses pengolahan minyak goreng. Gliserol merupakan cairan kental yang tidak berwarna, tidak berbau, dan merupakan cairan yang memiliki rasa manis (Prasetyo, 2012). Rumus struktur gliserol ditunjukkan pada **Gambar II.5**.



**Gambar II.5** Rumus Struktur Gliserol (Prasetyo, 2012)

Karakteristik gliserol dapat dibedakan ke dalam sifat fisik dan kimia.

#### 1. Sifat-sifat fisik gliserol (Andi, 2012)

- Suhu kritis : 453°C
- Tekanan kritis : 66,9 atm
- Densitas liquid : 1261 kg/m<sup>3</sup>
- Panas latent penguapan : 61.127 J/mol
- Gliserol larut sempurna dalam air dan alkohol, serta sedikit larut dalam eter, etil asetat, dan doxan
- Gliserol tidak larut dalam hidrokarbon

Adapun data *thermophysical property* untuk gliserol ditampilkan dalam **Tabel II.8**.

**Tabel II.8 Thermophysical Property Data untuk Gliserol**

<b>Properti</b>	<b>Nilai</b>	<b>Unit</b>	<b>Source</b>
Titik didih	290	°C	Perry dkk, 1976
Titik lebur	17,9	°C	Perry dkk, 1976
<i>Spesific gravity</i>	$1,26^{50/4}$	-	Perry dkk, 1976
$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	$-669,6 \pm 0,6$	kJ/mol	Bastos dkk, 1988
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-1654,1	kJ/mol	Parks dkk, 1952
$S^\circ_{\text{solid, 1 bar}}$	42,34	J/mol.K	Ahlberg dkk, 1937
<i>Heat Capacity Liquid</i> ( $C_p$ , <sub>liquid</sub> ); $T=298,15$ K	218,9	J/mol.K	Bastos dkk, 1988
<i>Heat of fusion</i>	47,49	cal/g	Perry dkk, 1976

## 2. Sifat-sifat kimia gliserol (Andi, 2012)

- Rumus kimia :  $H_2COH.HCOH.H_2COH$
- Berat molekul : 92 kg/kmol

Gliserol memiliki sifat higroskopis sehingga dapat menyerap air dari udara. Gliserol juga memiliki titik didih yang tinggi disebabkan adanya ikatan hidrogen yang sangat kuat antar molekul gliserol. Gliserol merupakan bahan baku pembentuk trigliserida yang dapat membentuk ikatan ester dengan asam lemak. Gliserol memiliki tiga gugus hidroksil yang menyebabkan kelarutannya dalam air dan sifat higroskopisnya dalam keadaan murni. Selain itu, gliserol tidak larut dalam karbon tetraklorida, kloroform, dietil eter, karbon disulfida dan benzen. Sebagai produk samping industri biodiesel, gliserol belum banyak diolah sehingga nilai jualnya masih rendah (Prasetyo, 2012). Komposisi hasil

samping produksi biodiesel adalah 46,34% gliserol, 26,44% metanol, 22,56% air dan 4,69% minyak (Naimah, 2010). Adapun crude glycerol yang dijual oleh PT Wilmar Bioenergy Indonesia ditampilkan pada **tabel II.9**.

**Tabel II.9** Spesifikasi *Crude Glycerol* PT Wilmar Bioenergy Indonesia

Parameter	Unit	Spesifikasi
Kadar gliserol	%	80 min
Air	%	15 maks
Kandungan abu	%	10 maks
Garam	%	10 maks
Methanol	%	1 maks
MONG	%	3 maks

Standar kualitas *crude glycerol* dari hasil samping produksi biodiesel ditunjukkan pada **Tabel II.10**.

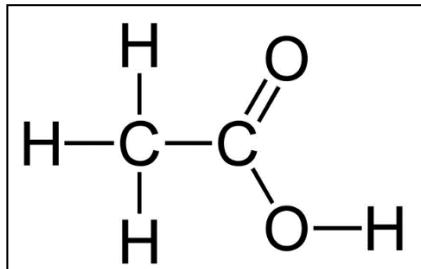
**Tabel II.10** Spesifikasi Gliserol

Karakteristik	BS2621:1979 Soap lye crude glycerol	SNI 06-1564- 1989 Gliserol Kasar
Gliserol %	80	80
Abu % (max)	10	10
Matter Organic Non Glycerol % (MONG)	2.5	2.5
Air % (max)	10	10
Propane1,3 diol / Trimethylene Glycol (TMG) % (max)	0.5	-
Arsenik (ppm atau kg) (max)	2	2

(Naimah, 2010)

### II.3.2 Asam Asetat

Asam asetat atau *acetic acid* atau *ethanoic acid* adalah senyawa organik yang termasuk dalam golongan *carboxylic acid*. *Acetic acid* adalah *monoprotic acid* yang lemah, sehingga hanya sebagian kecil ion saja yang dapat terdisosiasi dalam air dan reaksi ini ada kesetimbangannya dapat bergeser ke kiri atau ke kanan tergantung pada kondisi dari reaksi. Asam asetat lebih dikenal sebagai asam cuka ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) adalah suatu senyawa berbentuk cairan, tidak berwarna, berbau menyengat, memiliki rasa asam yang tajam (Patnaik, 2007). Rumus struktur asam asetat dapat dilihat pada **Gambar II.6**.



**Gambar II.6** Rumus Struktur Asam Asetat (Patnaik, 2007)

Karakteristik gliserol dapat dibedakan ke dalam sifat fisik dan kimia.

#### 1. Sifat-sifat fisik asam asetat (Perry, 1976)

- Nilai pH (50g/ $\text{H}_2\text{O}$ ) : (20°C) 2,5
- Kekentalan dinamik : (20°C) 1,22 m/s
- Kekentalan kinematik : (20°C) 1,77
- Batas Ledakan : lebih rendah 4 vol %, lebih tinggi 19,9 vol %
- Tekanan uap : (20°C) 1,54 hPa
- Densitas uap relatif : 2,07
- Densitas : (20°C) 1,05 g/cm
- Kelarutan dalam air : (20°C) dapat larut

Data *thermophysical property* untuk asam asetat dapat ditampilkan dalam **Tabel II.11**.

**Tabel II.11 Thermophysical Property Data untuk Asam Asetat**

<b>Properti</b>	<b>Nilai</b>	<b>Unit</b>	<b>Source</b>
Titik didih	118,1	°C	Perry dkk, 1976
Titik lebur	16,7	°C	Perry dkk, 1976
<i>Spesific gravity</i>	1,049 <sup>20/4</sup>	-	Perry dkk, 1976
$\Delta_f S ; T=290,06$ K	38,36	J/mol.K	Pickering, 1895
<i>Critical Temperature, T<sub>c</sub></i>	591,95	K	Perry dkk, 1976
<i>Critical Volume, V<sub>c</sub></i>	0,177	m <sup>3</sup> /kmol	Perry dkk, 1976
<i>Critical Pressure, P<sub>c</sub></i>	5,786	Mpa	Perry dkk, 1976
<i>Heat of fusion</i>	46,68	cal/g	Perry dkk, 1976

2. Sifat-sifat kimia asam asetat (Rosmayanti, 2014)

- Rumus kimia : CH<sub>3</sub>COOH
- Berat molekul : 60,05 g/mol

Meskipun sudah ada pabrik asam asetat di Indonesia, belum ada standar nasional yang mengatur spesifikasi asam asetat yang diperjualbelikan. Spesifikasi asam asetat berdasarkan standar internasional ditunjukkan pada **Tabel II.12**.

**Tabel II.12** Spesifikasi Asam Asetat

<b>Karakteristik</b>	<b>Unit</b>	<b>Nilai yang di jamin</b>
Wujud	-	Cairan tidak berwarna
Kemurnian	%	99,85 Min
Warna (Pt-Co)	-	5 Maks
Iron (Fe, dll)	Ppm	0,5 Maks
Asetaldehida	Ppm	5 Maks
Water	%	0,15

Karakteristik	Unit	Nilai yang di jamin
<i>Spesific Gravity</i> (20°C)	-	1,048 – 1,053
Logam Berat	Ppm	0,5 Maks
Klorida	Ppm	1 Maks

(Eastman, 2014)

### II.3.3 Amberlyst-15

Amberlyst-15, salah satu jenis katalis resin penukar ion, yang merupakan katalis asam padat banyak digunakan pada reaksi esterifikasi karena aktivitas katalitiknya cukup tinggi. Data sifat amberlyst-15 dapat dilihat dalam **Tabel II.13.**

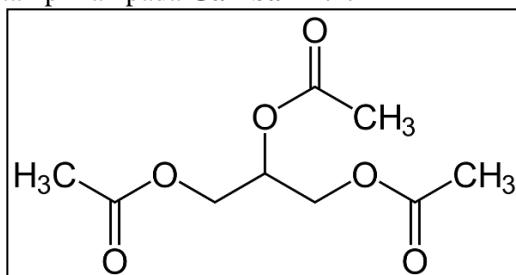
**Tabel II.13** Data Properti Amberlyst-15

Properti	Spesifikasi
Total Kapasitas mmol/g [H +]	≥5 2
Kadar air %	51-57
Kepadatan g/ml	1.15-1.25
Ukuran partikel mm %	(0.315-1.25) ≥
Rata-rata ukuran pori nm	35-48
Luas permukaan m <sup>2</sup> /g	32—59
Volume pori ml/g	0.30-0.45
Suhu Operasi maksimum °C	120
Bentuk ion	Hidrogen
Bentuk fisik	Coklat buram manik-manik

(Sunresin New Material Co., 2001)

### II.3.4 Triacetin

*Triacetyl Glycerol* (TAG) atau Triacetin merupakan salah satu produk esterifikasi dari gliserol. Kegunaan Triacetin sangat banyak diantaranya sebagai zat tambahan makanan seperti penambah aroma, plastisizer untuk permen karet, pelarut, pemadatan serat selulosa asetil dalam pembuatan filter rokok dan plastik, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi knocking pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif biodiesel (Widayat dkk, 2013). *Triacetyl Glycerol* (TAG) atau Triacetin dibuat dari proses esterifikasi antara gliserol dan asam asetat dengan bantuan katalis. Selain produk Tiriasetat, produk lain yang terbentuk dari esterifikasi gliserol dengan asetat adalah *Mono Asetyl Gliserol* (MAG) dan *DiAsetyl Gliserol* (DAG). Dalam industri pangan MAG dan DAG digunakan untuk meningkatkan performa dari margarin, shortening dan aplikasi pangan yang lain. Triacetin memiliki rumus kimia  $C_9H_{14}O_6$  dan berat molekul sebesar 218,2 g/mol (Ash, 2004). Rumus struktur triacetin ditampilkan pada **Gambar II.7**.



**Gambar II.7** Rumus Struktur Triacetin (Ash, 2004)

Data sifat bahan triacetin dalam *thermophysical property* dapat dilihat dalam **Tabel II.14**.

**Tabel II.14 Thermophysical Property Data** untuk Triacetin

Properti	Nilai	Unit	Source
Titik didih	258	°C	Fiume, 2003
Titik lebur	-78	°C	Fiume, 2003
Titik Nyala	280	°F	Fiume, 2003

<b>Properti</b>	<b>Nilai</b>	<b>Unit</b>	<b>Source</b>
<i>Spesific gravity at 25 C</i>	1,156	-	ESCA Chemical
$\Delta_f G^\circ$	-673,3	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	-1330,8	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_f H^\circ_{\text{gas}}$	-968,77	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-4211,6	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{vap}} H^\circ$	82	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{fus}} H^\circ$	23,9	kJ/mol	Joback Method
$S^\circ_{\text{liquid}}$	458,3	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Liquid (<math>C_p, \text{liquid}</math>); T=298,15 K</i>	389	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Gas (<math>C_p, \text{gas}</math>); T=633,75 K</i>	409,69	J/mol.K	Joback Method
<i>Critical Temperature, <math>T_c</math></i>	825,52	K	Joback Method
<i>Critical Volume, <math>V_c</math></i>	0,61	$\text{m}^3/\text{kgmol}$	Joback Method
<i>Critical Pressure, <math>P_c</math></i>	2668,02	kPa	Joback Method
Kelarutan Air pada 20°C	64	g/L	ChemNet

Di Indonesia, belum ada pabrik triacetin. Padahal kebutuhan triacetin sangatlah dibutuhkan dalam berbagai industri pangan. Oleh karena itu, **Tabel II.15** menunjukkan spesifikasi

produk triacetin untuk industri pangan berdasarkan standar internasional.

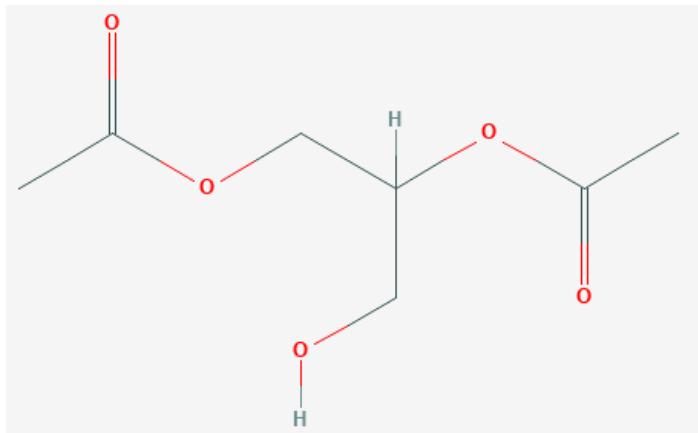
**Tabel II.15** Spesifikasi Produk Triacetin yang Diinginkan

Karakteristik	Unit	Nilai yang dijamin
Wujud	-	Cairan tidak berwarna
Kemurnian	%	99,0 Min
Warna (Pt-Co)	-	10 Maks
Kelembaban	%	0,05 Maks
Keasaman	%	0,002 Maks
Indeks Bias ( $25^{\circ}\text{C}$ )	-	1,429 – 1,431
Densitas Relatif ( $25^{\circ}\text{C}$ )	-	1,154 – 1,164
Logam Berat	Ppm	10 Maks
Klorida	Ppm	3 Maks

(McKinn, 2017)

### II.3.5 Diacetin

*Diacetyl Glycerol* (DAG) atau Diacetin merupakan salah satu produk esterifikasi dari gliserol. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik. Diacetin terbentuk sebagai produk samping dari proses esterifikasi antara gliserol dan asam asetat dengan bantuan katalis. Diacetin memiliki rumus kimia  $\text{C}_7\text{H}_{12}\text{O}_5$  dan berat molekul sebesar 176,17 g/mol (Ash, 2004). Rumus struktur diacetin ditampilkan pada **Gambar II.8**.



**Gambar II.8** Rumus Struktur Diacetin (Ash, 2004)

Data sifat bahan diacetin dalam *thermophysical property* dapat dilihat dalam **Tabel II.16**.

**Tabel II.16** *Thermophysical Property Data* untuk Diacetin

Properti	Nilai	Unit	Source
Titik didih	240,3	°C	Fiume, 2003
Titik lebur	-30	°C	Fiume, 2003
Titik Nyala	90,7	°C	Fiume, 2003
<i>Spesific gravity at 25 C</i>	1,18-1.195	-	ESCA Chemical
$\Delta_f G^\circ$	-599,04	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	-1120,7	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_f H^\circ_{\text{gas}}$	-834,92	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-3348,9	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{vap}} H^\circ$	65,78	kJ/mol	NIST Webbook

Properti	Nilai	Unit	Source
$\Delta_{\text{fus}} H^\circ$	20,3	kJ/mol	Joback Method
$S^\circ_{\text{liquid}}$	458,3	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Liquid</i> ( $C_p, \text{liquid}$ ); $T=298,15 \text{ K}$	389	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Gas</i> ( $C_p, \text{gas}$ ); $T=633,75 \text{ K}$	325,66	J/mol.K	Joback Method
<i>Critical Temperature</i> , $T_c$	784,28	K	Joback Method
<i>Critical Volume</i> , $V_c$	0,49	$\text{m}^3/\text{kgmol}$	Joback Method
<i>Critical Pressure</i> , $P_c$	3468,36	kPa	Joback Method

**Tabel II.17** menunjukkan spesifikasi produk diacetin berdasarkan standar internasional.

**Tabel II.17** Spesifikasi Produk Diacetin yang Diinginkan

Karakteristik	Unit	Nilai yang dijamin
Wujud	-	Cairan tidak berwarna
Kemurnian	%	93,0 Min
Warna (Pt-Co)	-	15 Maks
Kelembaban	%	0,05 Maks
Keasaman	%	0,002 Maks
Indeks Bias ( $25^\circ\text{C}$ )	-	1,429 – 1,431
Densitas Relatif ( $25^\circ\text{C}$ )	-	1,154 – 1,164
Logam Berat	Ppm	10 Maks
Klorida	Ppm	3 Maks

(McKinn, 2017)

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

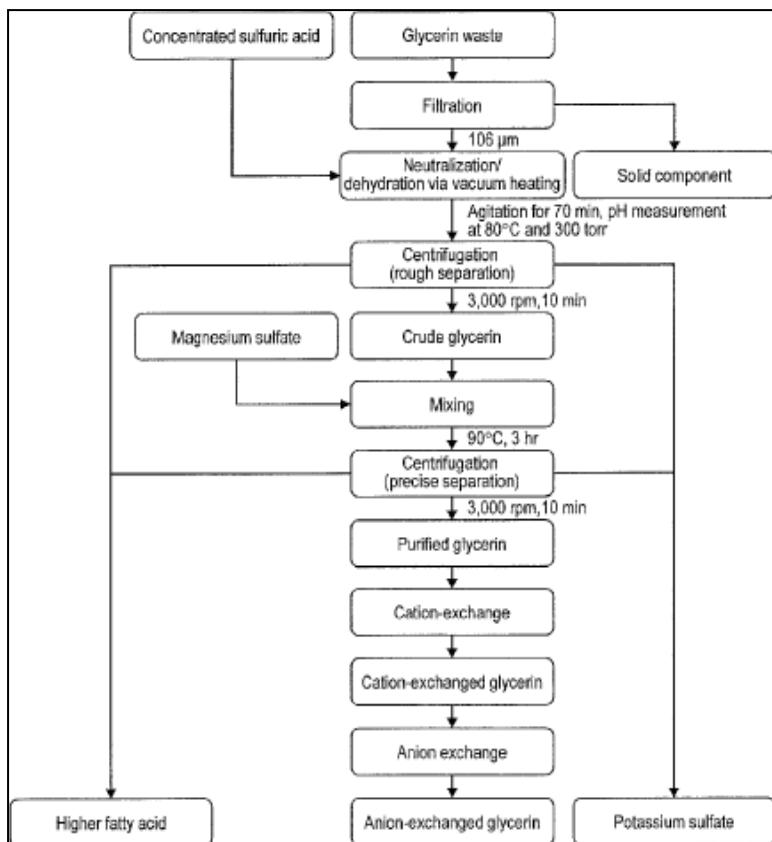
Dalam merancang suatu pabrik, kita perlu mengetahui macam-macam proses yang digunakan untuk menghasilkan triacetin. Dalam pemilihan proses perlu mempertimbangkan beberapa aspek yang terdiri dari bahan baku, harga, *safety*, waktu reaksi, hasil reaksi, *yield*, dan kondisi operasi.

#### **III.1 Pemilihan Proses Pemurnian Gliserol**

Sebelum terjadi proses produksi triacetin, bahan gliserol yang berasal dari limbah biodiesel harus dilakukan *pre-treatment* terlebih dahulu. Gliserol mentah dari industri biodiesel mengandung gliserol, alkohol dan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan impuritas dan mengurangi kadar air yang ada pada gliserol. Proses pemurnian gliserol dapat dilakukan dengan dua rangkaian proses sebagai berikut.

##### **III.1.1 Proses Pemurnian Kondo (*U. S. Patent No 8,940,947*)**

Terdapat 3 alat pemisah utama dalam proses ini diantaranya penyaring, tabung sentrifugal, dan *ion exchanger*. Penyaring sebagai pemisahan utama untuk menyaring bahan padat. Tabung sentrifugal menggunakan gaya sentrifugal untuk memisahkan liquid - liquid yang memiliki berat jenis berbeda. *Ion exchanger* yang terdapat penukar kation dan penukar anion ini digunakan untuk meningkatkan kemurnian gliserol. Blok diagram pemurnian gliserol Kondo secara umum dapat dilihat pada Gambar III.1 ini.



**Gambar III.1 Blok Diagram Proses Kondo**

Gliserol disalurkan menggunakan pompa menuju saringan untuk menyaring komponen-komponen solid. Lalu, ditambahkan asam sulfat dalam mixer untuk dicampur selama 70 menit disertai dengan pemanasan pada suhu 80°C dan 0,4 bar. Lalu, hasil pencampuran yang menghasilkan pH 6-8 ini dialirkan menuju tabung sentrifugal dengan tambahan pompa. Tabung sentrifugal bergerak dengan 3000 rpm selama 10 menit. Hasil proses ini menghasilkan pemisahan gliserol pada lapisan tengah, asam lemak

yang lebih tinggi pada lapisan atas, dan kalium sulfat pada lapisan bawah. Lalu, memasuki mixer dengan penambahan magnesium sulfat. Pencampuran dilakukan pada suhu 90°C selama 3 jam. Setelah itu, dilakukan pemisahan dengan gaya sentrifugal menggunakan tabung sentrifugal pada 3000 rpm selama 10 menit. Alhasil, asam lemak menuju lapisan atas, kalium sulfat menuju lapisan bawah dan gliserol murni berada pada bagian tengah lapisan. Gliserol murni ini mengandung 0,03% berat kalium sulfat. Gliserol murni dialirkan ke mixer untuk pencampuran gliserol murni dengan 10% berat air sebelum menuju ke alat ion exchanger.

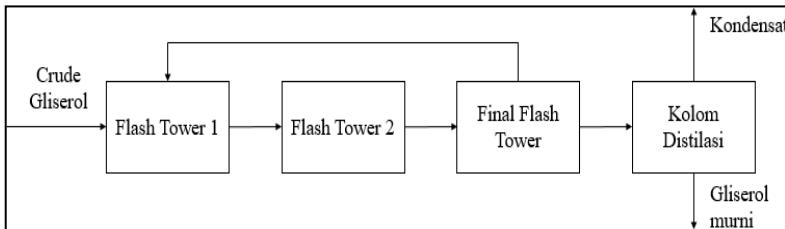
Terdapat dua macam tangki dalam unit proses penukar ion, yaitu tangki penukar kation, dan tangki penukar anion. Penukaran ion adalah proses dimana ion-ion dari suatu larutan elektrolit diikat pada permukaan bahan padat sebagai pengganti ion-ion. Pertukaran hanya dapat terjadi diantara ion-ion sejenis dan berlangsung dalam waktu singkat, yaitu pada saat terjadi kontak antara larutan elektrolit dengan penukar ion. Pada unit ini digunakan resin sebagai bahan penukar ion. Bahan ini memiliki ukuran butiran-butiran yang agak kasar (granula). Umumnya resin penukar ion tahan terhadap suhu tinggi, tahan terhadap korosi atau kerusakan karena asam maupun basa ataupun bahan-bahan organik lainnya, serta tahan terhadap tekanan osmosis. Tujuan dari pertukaran ion ini adalah menjernihkan gliserol.

Pada tangki penukar kation, seluruh ion  $K^+$  dan  $Mg^{2+}$  terlarut akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $H^+$ . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar kation adalah Diaion PK216 (H). Dari tangki penukar kation, gliserol kemudian dialirkan ke tangki pertukaran anion, dimana pada tangki penukar anion, seluruh ion  $SO_4^{2-}$  akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $OH^-$ . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar anion adalah Diaion PA316(OH).

Setelah melewati proses penukaran ion ini, gliserol yang dihasilkan akan memiliki kemurnian sebesar 97% dengan kadar air sebesar 1,5%. Keseluruhan proses penukaran ion berlangsung.

### III.1.2 Proses Pemurnian Ueoka (*U. S. Patent No 6,288,287*)

Dalam proses ini, pemurnian gliserol dari limbah biodiesel dilakukan dengan menggunakan dua jenis alat, yaitu *flash tower* dan kolom distilasi. *Flash tower* merupakan salah satu jenis separator yang dirancang pada tekanan rendah (>125 Psi). Kolom distilasi sebagai alat yang umum digunakan dalam industri untuk pemisahan komponen berdasarkan volatilitas komponen yang dilengkapi dengan kondensor dan reboiler. Pemasangan alat ini adalah dengan memasang seri 2 atau lebih *flash tower*, disambung dengan kolom distilasi, dan dihubungkan ke *flash tower* akhir. Gambar III.3 adalah gambaran blok diagram proses pemurnian gliserol Ueoka secara umum.



**Gambar III.2** Blok Diagram Proses Ueoka

Dalam *flash tower*, air keluar sebagai distilat dan diuapkan dan di-recovery dalam kondensor dan gliserol keluar sebagai produk bawah untuk diumpulkan ke *flash tower* berikutnya. Prosedur ini akan berulang sampai kadar air dalam gliserol maksimal sebesar 0,1%. Kondisi operasi pada *flash tower* dipilih pada tekanan 0,13 – 40 kPa dan suhu 90 – 140°C. Kondisi operasi pada kolom distilasi dipilih pada tekanan 0,13 kPa – 11,7 kPa dan suhu 160°C. Suhu operasi pada kondensor di kolom distilasi sebesar 80 – 130°C.

Setelah melewati serangkaian proses ini, gliserol yang dihasilkan akan memiliki kemurnian sebesar 99,9 % dengan kadar air sebesar 0,1 %.

### **III.1.3 Proses Pemurnian Brockmann (U.S. Patent No 4,655,879)**

Proses ini merupakan pemurnian gliserol mentah menggunakan distilasi. Langkah-langkah secara bertahap pada proses ini meliputi evaporasi, rektifikasi, *bleaching*, dan separasi.

Gliserol mentah yang mengandung sekitar 10% berat air dicampurkan ke dalam *mixer* dengan larutan *aqueous* alkali hidroksida (50% NaOH) pada kondisi temperatur 90 – 100°C selama kurang lebih 1 jam. Selama pencampuran terjadi, dilakukan penambahan udara bertekanan 10 N/m<sup>3</sup> dari bawah *mixer* setiap m<sup>3</sup> gliserol mentah.

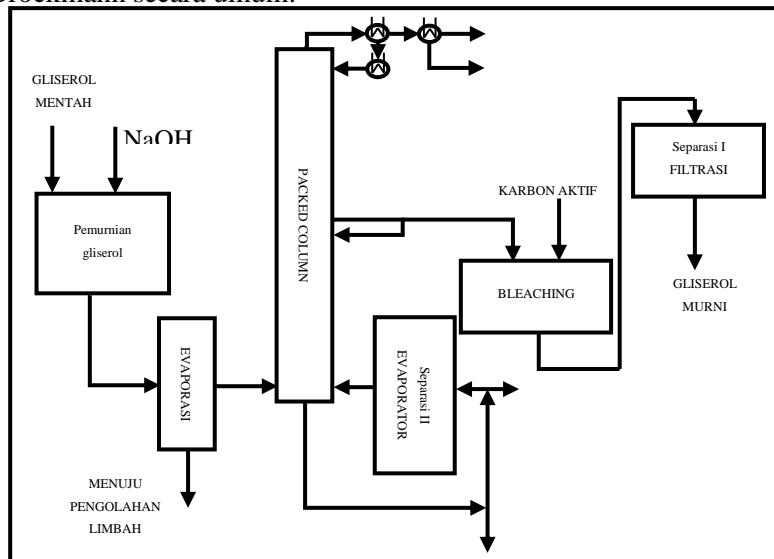
Hasil dari pencampuran dialirkan menuju pemanas dan dipanaskan hingga suhu sekitar 140°C. Kemudian, dilanjutkan menuju evaporator dengan penguapan vakum (maks. 15 mbar) dan pada kondisi temperatur 165 – 180°C dengan pengadukan secara mekanis. Residu dari proses ini berupa pembentukan sabun selama alkalisasi, garam dan gliserol polimer.

Uap yang dihasilkan dari proses ini dilanjutkan menuju bagian paling bawah dari *packed column*. Kolom dilengkapi dengan *low-pressure-loss plates* sehingga tingkat tertinggi dari separasi mengandung tanpa gliserol yang telah terurai oleh tekanan yang tinggi dan setidaknya terdapat tujuh *stages* separasi secara teoritis pada kolom. Uap yang dihasilkan dari kolom sebagian diendapkan dalam kondensator pertama pada 80 – 90°C dan *head pressure* sekitar 5 sampai 10 mbar, sisanya dikondensasi pada 20 – 30°C dalam kondensator kedua. Jumlah kondensat dari kondensator kedua sekitar 1% dari jumlah gliserol mentah yang digunakan. Kondensat dari kondensator pertama diinginkan pada 30 – 50°C dan dikembalikan menuju puncak kolom, terlebih dahulu melewati kondensator *reflux*. Produk bawah dari *packed column* kemudian dilanjutkan menuju proses evaporasi dalam *falling-film* evaporator pada suhu 150 – 180°C. Setelah itu, uap dikembalikan ke kolom.

Produk utama secara terus-menerus dipindahkan dari kolom sebagai *liquid sidestream* pada ketinggian 1/3 dari

ketinggian kolom, aliran parsial dikembalikan ke kolom segera di bawah titik *sidestream* pada suhu yang sama. Sisa dari produk utama kemudian didinginkan pada suhu 80 – 90°C secara opsional dengan melewati kondensator ketiga dan setelahnya dilakukan penambahan zat pemutih menggunakan karbon aktif dalam jumlah 0,1-0,3% berat, diaduk di bawah nitrogen dalam bejana selama 15 – 30 menit pada 80 – 90°C dan dilewatkan melalui suatu saringan (*filter press*) untuk memisahkan zat pemutih.

Setelah melewati serangkaian proses ini, gliserol yang dihasilkan berkisar 99,8 – 99,9%. Setelah pemutihan, produk yang dihasilkan tidak berwarna dan jernih. Produk ini tidak mengandung residu garam dan kadar air kurang dari 0,1%. Dengan kualitas seperti ini, diperoleh gliserol dengan *yield* dari 90 – 95%. Dari Gambar III.3 di bawah, digambarkan proses pemurnian gliserol Brockmann secara umum.



**Gambar III.3 Blok Diagram Proses Brockmann**

### III.2 Seleksi Proses Pemurnian Gliserol

Tabel III.1 berikut merupakan hasil perbandingan uraian proses pemurnian gliserol.

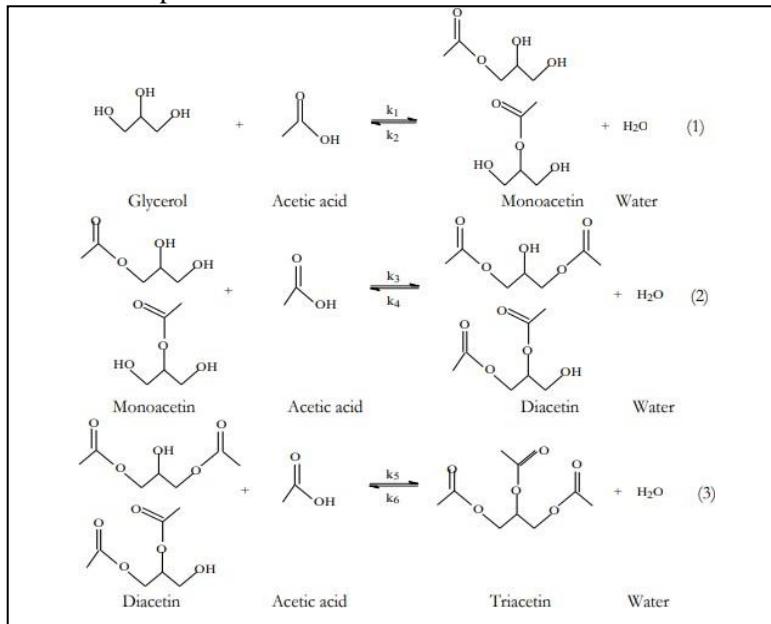
**Tabel III.1** Perbandingan Uraian Proses Pemurnian Gliserol

Kriteria	Proses Kondo	Proses Ueoka	Proses Brockmann
<b>Bahan yang diperlukan</b>	Asam sulfat, magnesium sulfat, resin anion, resin kation	-	NaOH, karbon aktif
<b>Banyaknya alat</b>	Filtrat, tabung sentrifugal, mixer, ion exchanger	kolom flash, menara distilasi, kondensor, reboiler	<i>Mixer, evaporator, packed column, falling-film evaporator, tangki pemutihan, filtrasi</i>
<b>Kemurnian</b>	97%	99,1%	99,9%
<b>Kadar air</b>	1,5%	0,9%	0,1%

Dari **Tabel III.1** diatas, dapat diketahui bahwa proses Ueoka tidak memerlukan bahan tambahan selain gliserol yang akan dimurnikan. Proses Ueoka juga memiliki jenis alat yang relatif lebih sedikit dibandingkan proses lainnya dan proses ini juga dapat menghasilkan tingkat kemurnian tinggi yakni 99,1% serta hanya mengandung 0,9% kadar air. Oleh karena itu, proses Ueoka terpilih sebagai proses pemurnian gliserol yang digunakan.

### **III.3 Pemilihan Proses Pembuatan Triacetin**

Selain melalui proses pemurnian, gliserol bertemu dengan asam asetat dan/atau asam asetat anhidrat untuk mengalami proses reaksi esterifikasi dan/atau asetilasi. Produk kedua proses ini adalah monoacetin, diacetin dan triacetin. Dari gambar III.4 dapat dilihat mekanisme reaksi yang terjadi antara gliserol dan asam asetat dalam pembuatan triacetin.



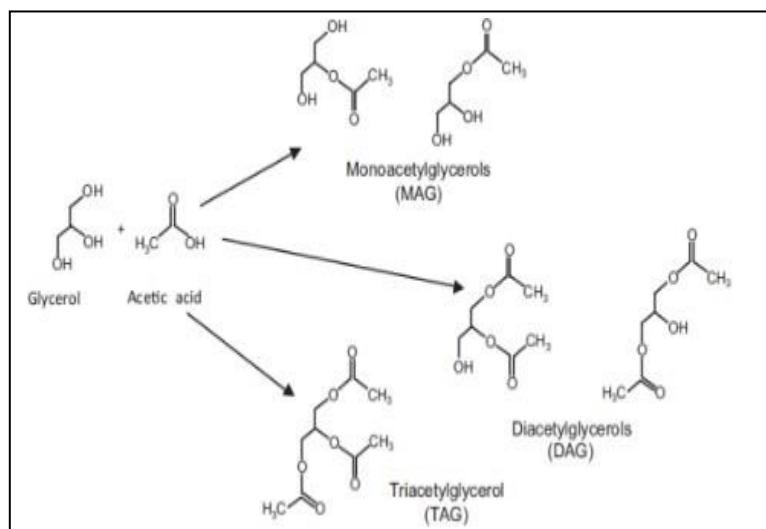
### **Gambar III.4 Mekanisme Reaksi Esterifikasi Tiga Tahap untuk Menghasilkan Triacetin (Zahrul, Mufrodi, Rochmandi, Sutijan & Arief Budiman, 2014)**

Adapun untuk reaksi asetilasi, penjabarannya sebagai berikut.



### III.3.1 Proses Howell (European Patent No 244,208)

Reaksi esterifikasi adalah reaksi antara asam karboksilat dengan senyawa alkohol yang membentuk ester. Ester asam karboksilat ialah suatu senyawa yang mengandung gugus  $-CO_2R'$  dan R dapat berupa alkil maupun aril. Esterifikasi dapat dilangsungkan dengan katalis asam dan bersifat *reversible* (Fessenden, 1982). Pada proses gliserol, direaksikan dengan asam asetat glasial dengan menggunakan katalis. Dari reaksi tersebut menghasilkan produk triacetin dengan hasil sampingnya air. (Zahrul dkk, 2010).



**Gambar III.5 Mekanisme Reaksi Esterifikasi Gliserol dan Asam Asetat**

Proses yang digunakan menggunakan bahan baku gliserol yang berasal dari produk samping pembuatan asam lemak (*fatty acid*) menggunakan minyak atau lemak hewan ataupun tanaman. Rumus formula gliserol ialah  $CH_3(CH_2)_nCOOH$ . Selain itu, gliserol yang digunakan pada proses ini merupakan produk

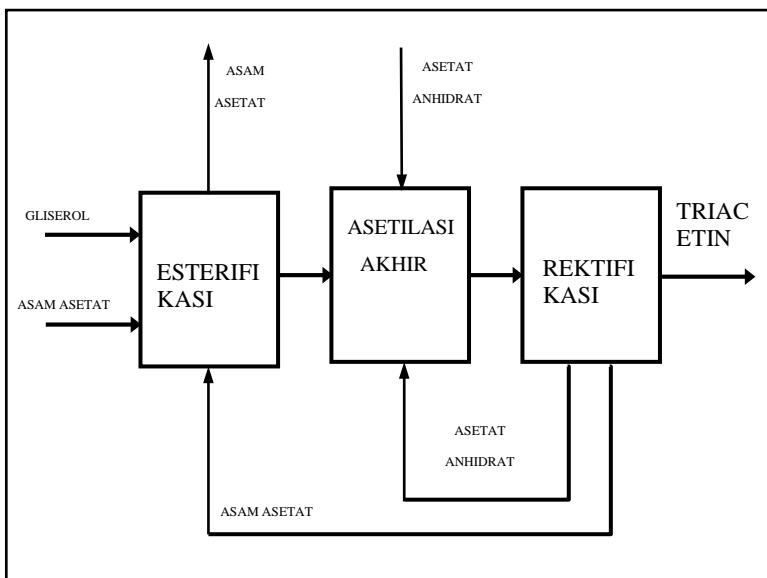
komersial yang memiliki kemurnian lebih besar dari 95%.

Produksi triacetin dari gliserol dilakukan dengan mereaksikan gliserol dengan asam asetat dengan perbandingan mol 1:3. Karena reaksi esterifikasi membutuhkan waktu yang lama, maka jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor tertutup pada suhu 105°C pada tekanan 1 bar dan reaksi dibiarkan berjalan untuk waktu tertentu. Dari penelitian ini, konversi gliserol untuk reactor *batch* adalah 96,30%. Konversi dapat menjadi 100 % apabila menggunakan katalis seperti amberlyst-15, asam sulfat, dan lain-lain.

Untuk menghasilkan konversi 100% dengan menggunakan amberlyst-15, dibutuhkan waktu selama 4 jam. Hasil esterifikasi ini menghasilkan 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin (Goncalvez, 2008).

### **III.3.2 Proses Bremus (U.S. Patent No 4,381,407)**

Proses ini diselenggarakan secara kontinu untuk memproduksi triacetin sesuai spesifikasi yang dibutuhkan. Triacetin dapat dihasilkan dari gliserol, asam asetat dan asetat anhidrat yang mana hanya sejumlah kecil asam asetat yang dihilangkan karena tidak bereaksi. Gambar III.6 di bawah ini merupakan blok diagram proses Bremus secara umum.



**Gambar III.6** Blok Diagram Proses Bremus Pembuatan Triacetin

Pembuatan triacetin pada proses ini terjadi secara kontinyu dengan mereaksikan gliserol dengan asam asetat dan asetat anhidrat pada suhu tinggi. Proses ini dicirikan bahwa semua bahan direaksikan satu sama lain secara berlawanan arus di dalam kolom reaksi. Gliserol cair dimasukkan melalui puncak kolom reaksi esterifikasi bersama dengan dialirkan uap asam asetat dari bawah kolom pada tekanan 0,2 – 30 bar dan suhu 100 – 250°C selama 1 jam. Jenis kolom reaksi esterifikasi yang digunakan adalah *bubble column* dimana setidaknya memiliki 20 – 40 plates. *Bubble column* digunakan untuk mendapatkan waktu kontak yang diperlukan pada saat bersamaan beban uap rendah yang dihasilkan dari konstruksi kolom. Perbandingan rasio mol antara gliserol dan asam asetat adalah 1:3. Reaksi antara gliserol dan asam asetat membentuk monoacetin, diacetin dan air. Kemudian, ditambahkan asetat anhidrat pada *plate* di sepertiga bagian bawah kolom reaksi. Asetat anhidrat bereaksi dengan air membentuk asam asetat yang

kemudian akan mengonversi monoacetin dan diacetin menjadi triacetin. Dibutuhkan sejumlah kecil asetat anhidrat dalam kisaran 0,1 – 1,5 mol per jumlah mol total gliserol yang akan dikonversi menjadi triacetin.

Produk atas dari kolom reaksi esterifikasi kemudian akan masuk kolom rektifikasi. Gliserol, monoacetin dan diacetin yang ada pada produk atas kolom reaksi ini kemudian dikondensasi pada kolom rektifikasi dan dialirkan kembali menuju puncak kolom reaksi esterifikasi. Seedangkan, produk atas dari kolom rektifikasi mengandung asam asetat dan uap air. Sebanyak 3% berat dari asam asetat dikondensasi dan didinginkan hingga menjadi cair, kemudian diturunkan menjadi tekanan atmosfer menggunakan *valve*. Uap air dan sisa asam asetat yang tidak terkondensasi akan dilairkan menuju unit pengendalian limbah. Sedangkan, asam asetat yang terkondensasi akan dialirkan kembali menuju kolom rektifikasi.

Produk bawah dari kolom reaksi esterifikasi merupakan produk utama triacetin yang kemudian dialirkan menuju tangki penampungan triacetin. Konversi gliserol dari *bubble plate column* (kontinyu) adalah 98,51%.

### **III.3.3 Gross Profit Margin (GPM)**

Kelayakan pendirian suatu pabrik data diuji secara kasar dengan menggunakan perhitungan *Gross Profit Margin* (GPM). GPM merupakan perkiraan secara global mengenai keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk utama dan produk samping dikurangi dengan biaya bahan baku, tanpa melihat biaya peralatan, biaya operasi, dan biaya perawatan. Dalam Tabel III.2 telah dicantumkan daftar harga semua bahan baku yang digunakan dan produk yang dihasilkan dari pabrik ini.

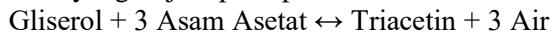
**Tabel III.2** Daftar Harga Bahan Baku dan Produk

No.	Bahan	Harga
1.	Gliserol	Rp 29.000,00
2.	Asam Asetat	Rp 1.470,00
3.	Asetat Anhidrat	Rp 4.536,00
4.	Triacetin	Rp 93.700,00
5.	Air	-

(ICIS, 2018)

**III.3.3.1 Gross Profit Margin Proses Howell**

Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah



Didapatkan data hasil perhitungan *gross profit margin* proses Howell pada Tabel III.3 di bawah ini.

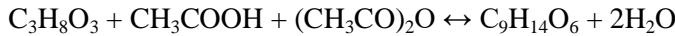
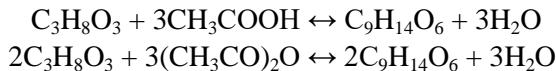
**Tabel III.3** *Gross Profit Margin* Proses Howell

	Reaktan		Produk	
	Gliserol	Asam Asetat	Triacetin	Air
<b>Koefisien reaksi</b>	1	3	1	3
<b>Berat molekul (g/gmol)</b>	92,09	60,05	218,21	18
<b>Massa (gram)</b>	92,09	180,15	218,21	54
<b>Massa/massa Triacetin</b>	0,422	0,8256	1	0,2475
<b>Harga (Rp/kg)</b>	29.000	4.536	93.700	-

$$\begin{aligned}
 \text{GPM} &= (\text{Harga} \times \text{Massa/massa TAG})_{\text{produk}} - (\text{Harga} \times \text{Massa/massa TAG})_{\text{reaktan}} \\
 &= (93.700 \times 1) - ((29.000 \times 0,422) + (4.536 \times 0,7)) \\
 &= \text{Rp } 80.248,368 / \text{kg TAG}
 \end{aligned}$$

### III.3.3.2 Gross Profit Margin Proses Bremus

Reaksi yang terjadi pada proses asetilasi dan esterifikasi adalah



Didapatkan data hasil perhitungan *gross profit margin* proses Bremus pada Tabel III.4 di bawah ini.

**Tabel III.4** Gross Profit Margin Proses Bremus

	Reaktan			Produk	
	Gliserol	Asam Asetat	Asetat Anhidrat	Triacetin	Air
<b>Koefisien reaksi</b>	1	1	1	1	2
<b>Berat molekul (g/gmol)</b>	92,09	60,05	102	218,21	18
<b>Massa (gram)</b>	92,09	60,05	102	218,21	36
<b>Massa/massa Triacetin</b>	0,422	0,275	0,467	1	0,165

<b>Harga (Rp/kg)</b>	29.000	1.470	4.536	93.700	-
--------------------------	--------	-------	-------	--------	---

GPM = (Harga x Massa/massa TAG)produk – (Harga x Massa/massa TAG)reaktan

$$\begin{aligned}
 &= (93.700 \times 1) - ((29.000 \times 0,422) + (1.470 \times 0,275) + (4.536 \times 0,467)) \\
 &= \text{Rp } 78.939,438 / \text{kg TAG}
 \end{aligned}$$

### III.4 Perbandingan Masing-masing Proses

Dari kedua uraian proses yang telah dijelaskan di atas yakni proses Howell dan proses Bremus dalam pembuatan triacetin, dibuat ringkasan untuk perbandingan kedua proses tersebut pada Tabel III.5 ini.

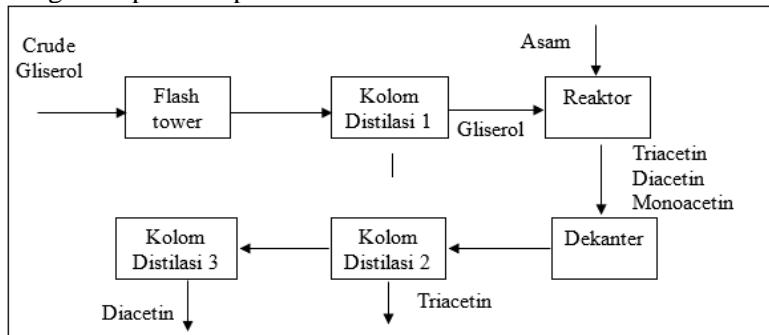
**Tabel III.5** Uraian Perbandingan Proses

Kriteria	Proses Howell	Proses Bremus
<b>Ketersediaan Bahan Baku</b>	Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia) Asam Asetat (PT. Indo Acidatama Tbk)	Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia) Asam Asetat (PT. Indo Acidatama Tbk) Asetat Anhidrat (Shangzai Ruizheng Chemical Technology Co., Ltd)
<b>GPM</b>	Rp 80.248,368	Rp 78.939,438
<b>Tipikal Kondisi Proses</b>	$T = 50 - 60^\circ\text{C}$ $P = \text{Atmosferik}$ Waktu kontak reaktan ( $t$ ) = ± 160 menit Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3	$T = 100 - 250^\circ\text{C}$ $P = 0,2 - 30 \text{ bar}$ Waktu kontak reaktan ( $t$ ) = ± 1 jam Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3 Ratio Gliserol : Asetat Anhidrat = 1:1
<b>Konversi</b>	100%	98,5%

Dapat dilihat bahwa proses Howell bisa menghasilkan nilai GPM yang lebih tinggi dibandingkan proses Bremus. GPM antara kedua proses tidak jauh berbeda dan hanya memiliki selisih sebesar Rp 1.308,93. Selain itu, bahan baku yang digunakan pada proses Howell lebih sederhana dibandingkan pada proses Bremus yang membutuhkan bahan lebih banyak. Dari segi alat, proses Howell lebih sedikit untuk jumlah alatnya. Oleh karena itu, dipilih proses Howell sebagai proses pembuatan triacetin dalam pabrik ini.

### III.5 Deskripsi Proses Terpilih

Produksi triacetin dari gliserol dilakukan melalui tiga tahap, yaitu pre-treatment, esterifikasi, dan purifikasi. Gambar III.7 adalah blok diagram proses pembuatan triacetin yang digunakan secara umum dalam pabrik ini. Berikut adalah uraian ketiga tahap dalam produksi triacetin.



**Gambar III.7 Blok Diagram Proses Pembuatan Triacetin**

#### III.5.1 Unit Pre-Treatment

*Crude glycerol* yang diperoleh dari PT Wilmar Bioenergy Indonesia mengandung 80,8% gliserol, 16,8% air, 1,9 % 2-metoksi-1,3-propanediol, dan 0,05% 3-metoksi-1,2-propanediol. Sebelum direaksikan dengan asam asetat, *crude glycerol* harus dipisahkan dari impuritas-impuritasnya melalui proses *pre-treatment*. Di bagian *pre-treatment*, *crude glycerol* dari tangki

penyimpanan F-111 dipompa menuju ke *heat exchanger* E-113 untuk dipanaskan hingga bersuhu 111°C. Kemudian memasuki *flash tower* D-110. *Flash tower* D-110 ini bertujuan untuk membuang air dalam gliserol dengan memanfaatkan prinsip kesetimbangan fase uap-cair. *Flash tower* D-110 ini berada pada kondisi vakum yaitu 0,1 bar. Untuk menciptakan kondisi vakum, uap yang tidak bisa terkondensasi oleh kondensor akan ditarik oleh *steam jet ejector* dengan *steam* sebagai fluida penggerak. *Steam* dan uap non kondensasi bercampur dan diteruskan ke *barometric condenser* untuk dikondensasi dan dialirkan ke WWT (*Waste Water Treatment*).

*Crude glycerol* yang mengandung kemurnian 96% memasuki *heat exchanger* E-121 untuk dipanaskan hingga bersuhu 122°C. Kemudian, memasuki kolom distilasi D-120 untuk dimurnikan hingga 99,99%. Kolom distilasi D-120 berada dalam kondisi vakum sehingga membutuhkan bantuan *steam jet ejector* dan *barometric condenser*. Gliserol yang telah dimurnikan didinginkan dengan *heat exchanger* E-113 dan *cooler* E-213 sebelum memasuki tangki intermediet gliserol F-214.

### III.5.2 Unit Esterifikasi

Gliserol dari tangki intermediet gliserol F-214 dan asam asetat dari tangki penyimpanan F-216 dialirkan menuju reaktor esterifikasi R-210. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi esterifikasi antara gliserol dengan asam asetat membentuk monoacetin, diacetin, dan triacetin.

Karena reaksi esterifikasi membutuhkan waktu yang lama, maka jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis yang berupa amberlyst-15 dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor yang dilindungi dengan jaket pendingin pada suhu 105°C pada tekanan 1 bar dan reaksi berlangsung secara eksoterm. Setelah 4 jam reaksi, dihasilkan konversi 100% dengan menghasilkan 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin.

Hasil reaksi esterifikasi diumpulkan menuju proses selanjutnya yaitu decanter H-220 untuk dilakukan pemisahan dari

perbedaan massa jenis sehingga didapatkan produk bawah triacetin sebesar 52%.

### III.5.3 Unit Purifikasi

Unit purifikasi merupakan unit permurnian produk berupa triacetin sebagai produk utama dan diacetin sebagai produk samping yang telah terbentuk. Untuk memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan maka dilakukan penghilangan kandungan yang lain pada triacetin. Produk bawah dekanter H-220 memasuki kolom distilasi D-310. Kolom distilasi D-310 berada dalam kondisi vakum sehingga membutuhkan bantuan *steam jet ejector* dan *barometric condenser*. Produk bawah dari kolom distilasi D-310 diumpulkan ke *cooler* E-3110 untuk memasuki tangki penyimpanan triacetin F-3111.

Distilat dari kolom distilasi D-310 diumpulkan ke kolom distilasi D-320. Distilat dari kolom distilasi D-320 diumpulkan ke WWT. Sedangkan produk bawah yang berupa diacetin dari kolom distilasi D-320 diumpulkan ke *cooler* E-326. Kemudian, diacetin disimpan ke dalam tangki penyimpanan F-327.

Pada **Tabel III.6** berikut ini adalah ringkasan kondisi proses-proses yang ada pada teknologi Esterifikasi.

**Tabel III.6** Kondisi Operasi pada Proses Terpilih

Proses	Kondisi Proses
<b>Pre-Treatment</b>	$T = 120 - 250^{\circ}\text{C}$ $P = 0,1 - 5 \text{ bar}$
<b>Esterifikasi</b>	$T = 105^{\circ}\text{C}$ $P = 1 \text{ Bar}$ Waktu kontak Reaktan = $\pm 4$ jam Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3
<b>Purifikasi</b>	$T = 30 - 250^{\circ}\text{C}$ $P = 0,2 - 2 \text{ bar}$

(European Patent, 1996)

## **BAB IV**

# **NERACA MASSA DAN NERACA PANAS**

### **IV.1 Neraca Massa**

Dalam perhitungan neraca massa berlaku hukum kekekalan massa dengan *steady state*, maka:

$$\text{Akumulasi} = \text{Massa arus masuk} - \text{Massa arus keluar}$$

Stady state, maka akumulasi = 0

$$\text{Massa arus masuk} = \text{Massa arus keluar}$$

(Himmelblau, David M. Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 8th Edition. Prentice Hall)

Kapasitas Produksi	= 46.000 ton/tahun
	= 139.393,9 kg/hari
	= 5.808,081 kg/jam
1 tahun	= 330 hari
1 hari	= 24 jam
Gliserol	= 59.400 ton/tahun
	= 180.000 kg/hari
	= 7500,00 kg/jam
Basis	= 1 jam operasi
satuan	= kg

**Tabel IV.1** Komposisi Crude Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia)

<b>Komponen</b>	<b>Komposisi (%)</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>
Gliserol	80,8	6060,000
Air	16,8	1260,000
3-M-PD*	1,9	142,500
2-M-PD**	0,5	37,5000
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>7500,000</b>

\* 3-Methoxy-1,2-Propanediol

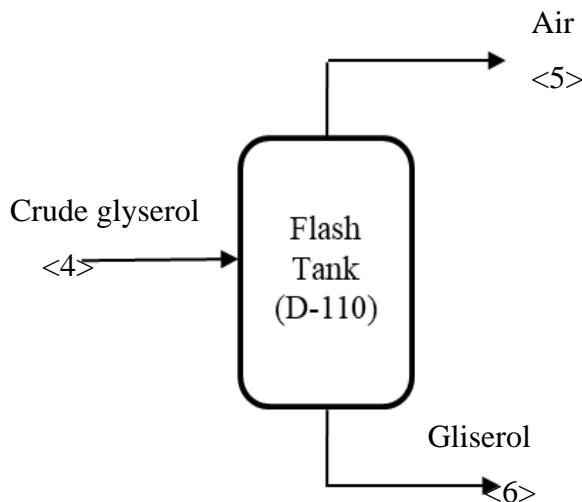
\*\* 2-Methoxy-1,3-Propanediol

#### IV.1.1. Flash Tank (D-110)

Fungsi : Memisahkan antara Residue dengan Gliserol

Kondisi Operasi:  $T = 86,87^\circ\text{C} = 360,02 \text{ K}$

$P = 0,1 \text{ bar}$  Tbawah =  $246,59^\circ\text{C}$



Gambar IV.1 Blok Diagram *Flash Tank* (D-110)

Tabel. IV.2 Neraca Massa *Flash Tank* (D-110)

Masuk			Keluar		
Arus <4>			Arus Atas <5>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0,8080	6060,000	Gliserol	0,0041	4,285
Air	0,1680	1260,000	Air	0,9947	1028,164
3-M-PD	0,0190	142,500	3-M-PD	0,0010	1,041
2-M-PD	0,0050	37,500	2-M-PD	0,0001	0,121
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>7500,000</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>1033,611</b>

		<b>Keluar</b>	
		<b>Arus Bawah &lt;6&gt;</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	
Gliserol	0,9365	6055,715	
Air	0,0359	231,836	
3-M-PD	0,0219	141,459	
2-M-PD	0,0058	37,379	
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>6466,389</b>	
<b>Total</b>	<b>7500,000</b>	<b>Total</b>	<b>7500,000</b>

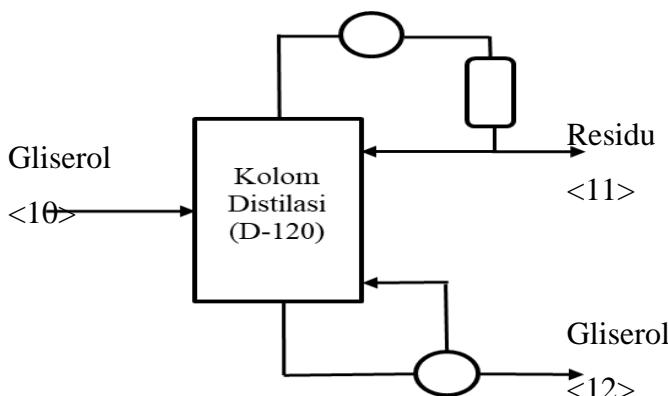
#### IV.1.2. Crude Glycerol Distillation Column (D-120)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian gliserol

Kondisi : P = 0,25 bar

Tfeed = 112,79°C

Tatas = 164,36°C



**Gambar IV.2** Blok Diagram Crude Glycerol Distillation Column (D-120)

**Tabel. IV.3** Neraca Massa Crude Glycerol Distillation Column  
(D-120)

Masuk			Keluar		
Arus <10>			Arus Atas <11>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0,9365	6.055,715	Gliserol	0,1286	60,557
Air	0,0359	231,836	Air	0,4924	231,836
3-M-PD	0,0219	141,459	3-M-PD	0,3004	141,459
2-M-PD	0,0058	37,379	2-M-PD	0,0786	37,005
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.466,389</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>470,858</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <12>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Gliserol	0,9999	5.995,158			
2-M-PD	0,0001	0,374			
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>5.995,532</b>			
<b>Total</b>	<b>6.466,389</b>	<b>Total</b>	<b>6.466,389</b>		

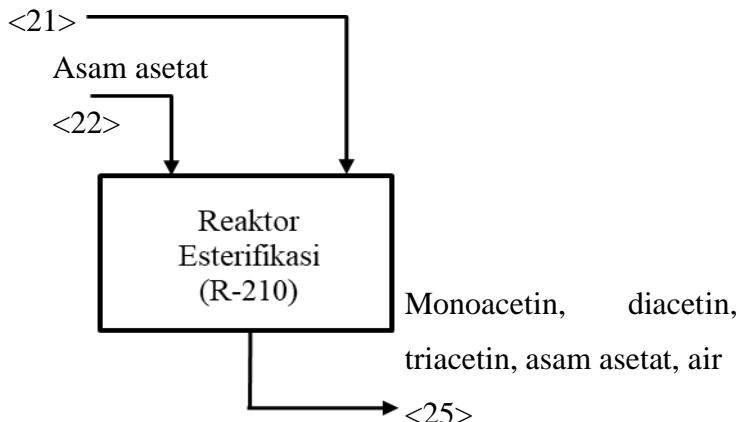
#### **IV.1.3. Esterification Reactor (R-210)**

Fungsi : Pembentukan Triacetin

Kondisi : T = 105°C

P = 1 bar

## Gliserol

**Gambar IV.3** Blok Diagram *Esterification Reactor* (R-210)**Tabel. IV.4** Neraca Massa *Esterification Reactor* (R-210)

Masuk			Keluar		
Arus <21>			Arus Bawah <25>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0,9999	5.995,158	Asam Asetat	0,1275	2.259,665
2-M-PD	0,0001	0,374	Monoaceton	0,0099	174,653
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>5.995,532</b>	Diacetin	0,3482	6.173,157
<b>Masuk</b>			Triacetin	0,3541	6.278,494
<b>Arus &lt;23&gt;</b>			Air	0,1603	2.842,263
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Asam asetat	0,9996	11.728,349	2-M-PD	0,0000	0,374
Air	0,0004	4,140	<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>17.728,605</b>

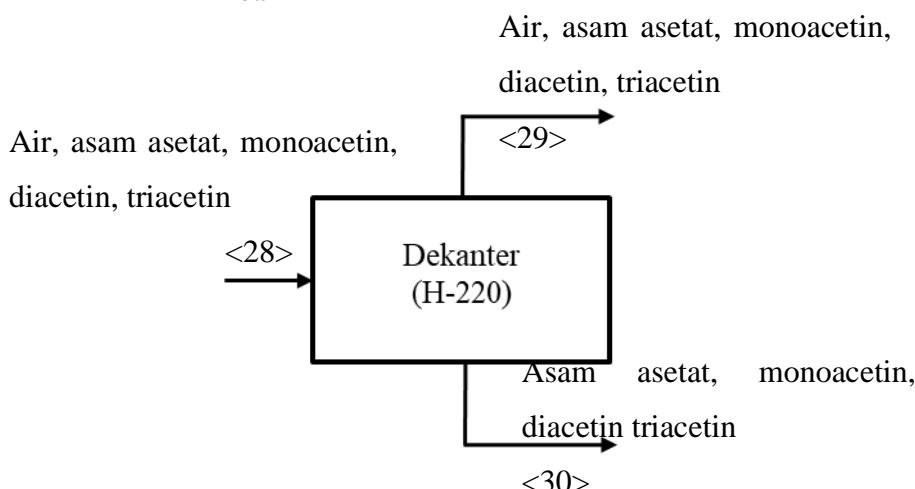
Jumlah	1,0000	11.732,489		
Total		17.728,021	Total	17.728,605

#### IV.1.4. Decanter (H-220)

Fungsi : Pemisahan berdasarkan massa jenis

Kondisi: T = 120°C

P = 1 bar



Gambar IV.4 Blok Diagram Dekanter (H-220)

Tabel. IV.5 Neraca Massa Dekanter (H-220)

Masuk			Keluar		
Arus <28>			Arus Atas <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Air	0,1603	2.842,263	Air	0,9996	2.842,263
Asam Asetat	0,1275	2.259,665	Asam Asetat	0,0000	0,135
Monoacetin	0,0099	174,653	Monoacetin	0,0000	0,003

Diacetin	0,3482	6.173,157	Diacetin	0,0001	0,187
Triacetin	0,3541	6.278,494	Triacetin	0,0002	0,612
2-M-PD	0,0000	0,374	2-M-PD	0,0001	0,174
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>17.728,605</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>2.843,373</b>
<b>Keluar</b>					
<b>Arus Bawah &lt;30&gt;</b>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Asam Asetat	0,1518	2.259,530			
Monoaceton	0,0117	174,650			
Diacetin	0,4147	6.172,970			
Triacetin	0,4218	6.277,882			
2-M-PD	0,0000	0,200			
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>14.885,232</b>			
<b>Total</b>	<b>17.728,605</b>		<b>Total</b>		<b>17.728,605</b>

#### IV.1.6. Crude Triacetin Distillation Column (D-310)

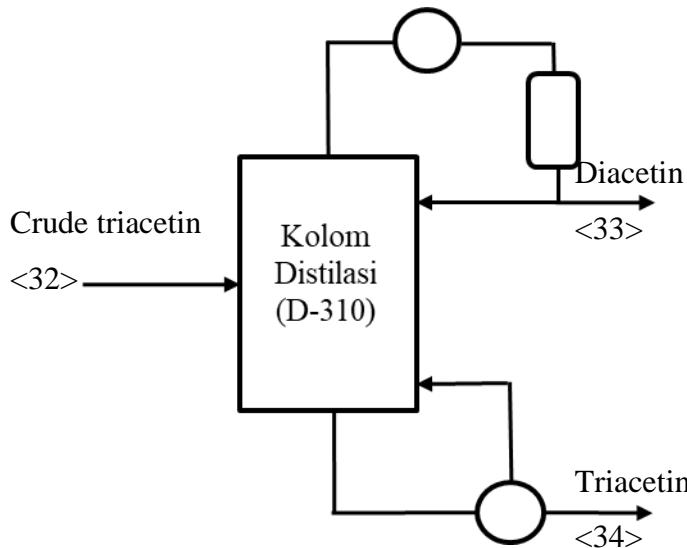
Fungsi : Meningkatkan kemurnian Triacetin

Kondisi: P = 0,322 bar

Tfeed = 112,5°C

Tatas = 173,6°C

Tbawah = 231,4 C



**Gambar IV.5** Blok Diagram Crude Triacetin Distillation Column (D-310)

**Tabel. IV.6** Neraca Massa Crude Triacetin Distillation Column (D-310)

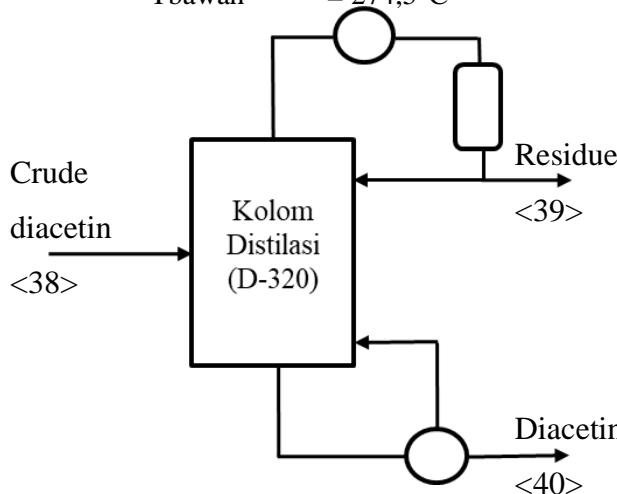
Masuk			Keluar		
Arus <32>			Arus Atas <33>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Asam Asetat	0,15180	2.259,530	Asam Asetat	0,26249	2.259,530
Monoacetin	0,01173	174,650	Monoacetin	0,02029	174,650
Diacetin	0,41470	6.172,970	Diacetin	0,70993	6.111,240
Triacetin	0,42175	6.277,882	Triacetin	0,00729	62,779
2-M-PD	0,00001	0,200	Jumlah	<b>1,0000</b>	<b>8.608,199</b>

<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>14.885,232</b>	<b>Keluar</b>		
			<b>Arus Bawah &lt;34&gt;</b>		
		<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	
		Diacetin	0,00983	61,730	
		Triacetin	0,99017	6.215,103	
		2-M-PD	0,00003	0,200	
		<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>6.277,033</b>	
<b>Total</b>	<b>14.885,232</b>	<b>Total</b>		<b>14.885,232</b>	

#### IV.1.7. Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian Diacetin  
Kondisi : P = 2,330 bar

Tfeed = 173,6°C  
Tatas = 183,6°C  
Tbawah = 274,5°C



**Gambar IV.6** Blok Diagram Crude Diacetin Distillation Column (D-320)

**Tabel. IV.7** Neraca Massa Crude Diacetin Distillation Column (D-320)

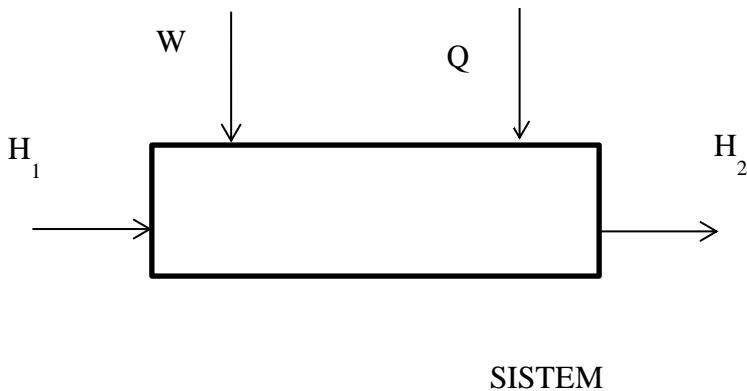
Masuk			Keluar		
Arus <38>			Arus Atas <39>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Asam Asetat	0,2625	2.259,530	Asam Asetat	0,6796	2.259,530
Monoaceton	0,0203	174,650	Monoaceton	0,0447	148,453
Diacetin	0,7099	6.111,240	Diacetin	0,2757	916,686
Triacetin	0,0073	62,779	Jumlah	<b>1,0000</b>	<b>3.324,668</b>
<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>8.608,199</b>	Arus Bawah <40>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Monoaceton	0,0050	26,198
			Diacetin	0,9832	5.194,554
			Triacetin	0,0119	62,779
			<b>Jumlah</b>	<b>1,0000</b>	<b>5.283,530</b>
<b>Total</b>		<b>8.608,199</b>	<b>Total</b>		<b>8.608,199</b>

#### IV.2. Neraca Panas

Perhitungan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan menghitung neraca energi dapat ditentukan kebutuhan utilitas dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Dalam perhitungan neraca energi ini berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*. Rumus yang digunakan dalam perhitungan neraca energi adalah sebagai berikut :

$$\text{Energi Masuk} - \text{Energi keluar} + \text{Generasi Energi} - \text{Konsumsi}$$

$$\text{Energi} = \text{Akumulasi}$$



**Gambar IV.7** Aliran energi pada sistem

Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi pada sistem adalah nol. Dalam perhitungan neraca energi ini, satuan yang digunakan adalah kJ. Neraca energi proses pembuatan metanol dari batubara dapat dihitung sebagai berikut :

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Satuan perhitungan = kJ

Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Kondisi

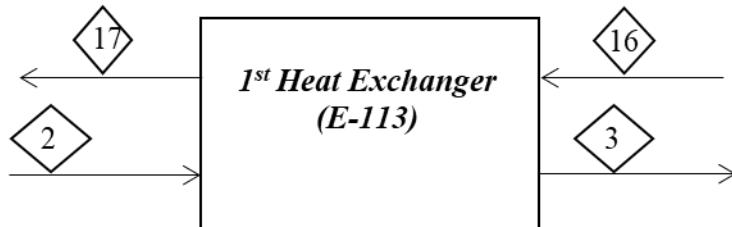
Reference :

T = 25 °C

P = 1 bar

Asumsi = Sistem *steady state*  
 Perubahan energi kinetik diabaikan  
 Perubahan energi potensial diabaikan

#### IV.2.1. 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)



Gambar IV.8 Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

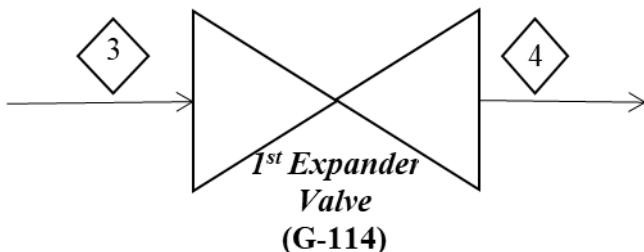
$$\begin{aligned} T <2> &= 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\ T <3> &= 111^\circ\text{C} = 383,99 \text{ K} \\ T <16> &= 215^\circ\text{C} = 488,38 \text{ K} \\ T <17> &= 119^\circ\text{C} = 392,07 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel IV.8 Neraca Energi 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;2&gt; dari Crude Glycerol Storage Tank (F-111)</i>			<i>Aliran &lt;3&gt; menuju 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Kompone	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	6060,000	20583,704	Gliserol	6060,000	369340,879
Air	1260,000	6300,027	Air	1260,000	109570,794
3-M-PD	142,500	485,213	3-M-PD	142,500	8330,473
2-M-PD	37,500	127,688	2-M-PD	37,500	2192,230

<b>Jumlah</b>	<b>27496,631</b>	<b>Jumlah</b>	<b>489434 ,376</b>
<i>Aliran &lt;16&gt; dari Heat Exchanger 2 (E-121)</i>		<i>Aliran &lt;17&gt; menuju Glycerol Cooler (E-213)</i>	
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen
Gliserol	5995,15 8	863374,81 5	Gliserol
2-M-PD	0,374	48,422	2-M-PD
<b>Jumlah</b>	<b>863423,23 7</b>		<b>Jumlah</b>
<b>Total</b>	<b>890919,86 8</b>		<b>Total</b>

#### IV.2.2. 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)



Gambar IV.9 Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Expander Valve

$$P_{in} = 4,9 \text{ bar}$$

$$P_{out} = 0,320 \text{ bar}$$

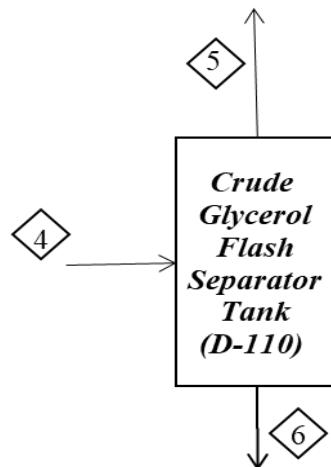
$$T_{in} = 110,84^\circ\text{C} = 383,99 \text{ K}$$

Tabel IV.9 Neraca Energi 1<sup>st</sup> Expander Valve

Aliran Masuk	Aliran Keluar
<i>Aliran &lt;3&gt; dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>	<i>Aliran &lt;4&gt; menuju Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)</i>

Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060,00	369340,879	Gliserol	6060,00	264810,611
Air	1260,00	109570,794	Air	1260,00	78936,855
3-M-PD	142,500	8330,473	3-M-PD	142,500	6046,359
2-M-PD	37,500	2192,230	2-M-PD	37,500	1591,147
<b>Jumlah</b>	<b>489434,376</b>		<b>Jumlah</b>		<b>351384,973</b>
			<i>Supply Valve</i>		
			<b>Qv</b>		<b>138049,403</b>
<b>Total</b>	<b>489434,376</b>		<b>Total</b>		<b>489434,376</b>

#### IV.2.3. Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)



**Gambar IV.10** Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank

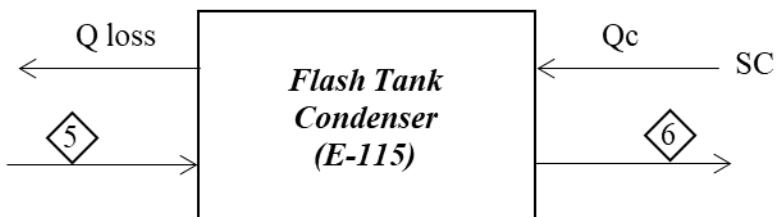
Tekanan Feed = 0,32 bar  
 Suhu Feed = 87,31°C  
 Tekanan Operasi = 0,1 bar  
 Suhu Operasi = 86,87°C

**Tabel IV.10** Neraca Energi Crude Glycerol Flash Separator Tank

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;3&gt; dari Glycerol Heater (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;5&gt; menuju Condenser (E-115)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060,000	264810,6 11	Gliserol	4,285	1115448,6 26
Air	1260,000	78936,85 5	Air	1028,1 64	715790,84 8
3-M-PD	142,500	6046,359	3-M-PD	1,041	24048,907
2-M-PD	37,500	1591,147	2-M-PD	0,121	5733,910
<i>Jumlah</i>		<b>351384,9 7</b>	<i>Jumlah</i>		<b>1861022,2 9</b>
<i>Supply Steam Jet Ejector</i>			<i>Aliran &lt;6&gt; menuju Heat Exchanger 2 (E-121)</i>		
<i>Qv</i>	<b>1888740, 75</b>				
	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal		
	Gliserol	6055,7 15	262710,57 1		
	Air	231,83 6	14420,760		
	3-M-PD	141,45 9	5960,159		
	2-M-PD	37,379	1574,903		

		<i>Jumlah</i>	<b>284666,39</b>
<i>Heat Loss</i>			
		<i>Q loss</i>	<b>94437,04</b>
<b>Total</b>	<b>2240125, 72</b>	<b>Total</b>	<b>2240125,7 2</b>

#### IV.2.4. Flash Tank Condenser (E-115)



**Gambar IV.11** Blok Diagram pada Flash Tank Condenser

$$T \text{ input} = 87^\circ\text{C} = 360,02 \text{ K}$$

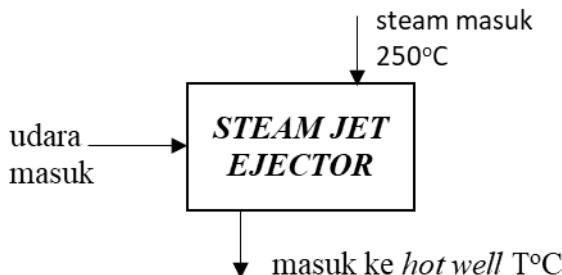
$$T \text{ output} = 67^\circ\text{C} = 340,02 \text{ K}$$

**Tabel IV.11** Neraca Energi Flash Tank Condenser

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>		
<b>Aliran &lt;5&gt; dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)</b>		<b>Aliran menuju Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)</b>		
<i>Panas laten</i>		<b>Komp onen</b>	<b>Mass a (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>
<b>Panas laten</b>	<b>1119345,89</b>	Glisero 1	6055, 715	77589,878
		Air	231,8 36	4641,152
		3-M- PD	141,4 59	1926,672

	2-M-PD	37,37 9	509,101
	<b>Jumlah</b>		
<b>Aliran CW</b>			
	<b>Qc</b>		
<b>Total</b>	<b>1119345,89</b>	<b>Total</b>	<b>1119345,89</b>

#### IV.2.5. Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)



Gambar IV.12 Blok Diagram Pada Crude Glycerol Jet Ejector

**Asumsi :** kapasitas *suction jet ejector* berasal dari 10% uap yang berasal dari Flash Tank

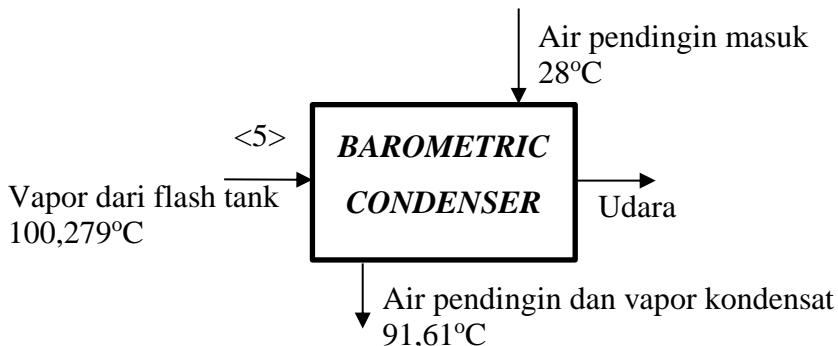
$$\begin{aligned} \text{Jumlah uap yang masuk jet ejector} &= 103,4 \text{ kg/jam} \\ &= 1,723 \text{ kg/menit} \end{aligned}$$

Tabel IV.12 Neraca Energi Crude Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk	Energi Keluar		
Aliran <> dari Flash Tank Condenser	Aliran <> menuju Flash Tank Barometric Condenser		
$\Delta H_{\text{udara}}$	91,241	$\Delta H_{\text{cond}}$	30762,5736
$\Delta H_{\text{steam}}$	32285,6 14	$Q_{\text{loss}}$	1614,2807

Total	32376,8 54	Total	32376,854
-------	---------------	-------	-----------

#### IV.2.6. Crude Glycerol Barometric Condenser (E-118)

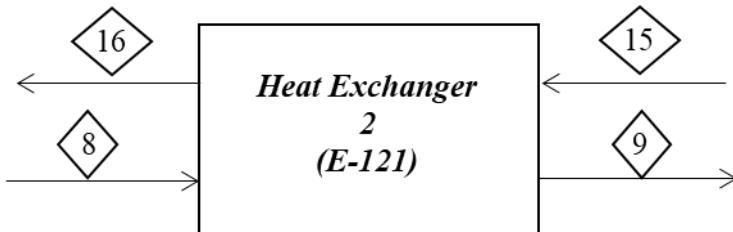


**Gambar IV.13** Blok Diagram Pada Crude Glycerol Barometric Condenser

**Tabel IV.13** Neraca Energi Crude Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk	Energi Keluar		
Aliran <> dari Flash Tank Ejector	Aliran <> menuju WWT		
$\Delta H_{vap}$	66118,285	$\Delta H_{keluar}$	17070,660
		Qcw	49047,625
<b>Total</b>	<b>66118,285</b>	<b>Total</b>	<b>66118,285</b>

#### IV.2.7. 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)



Gambar IV.14 Blok Diagram pada 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

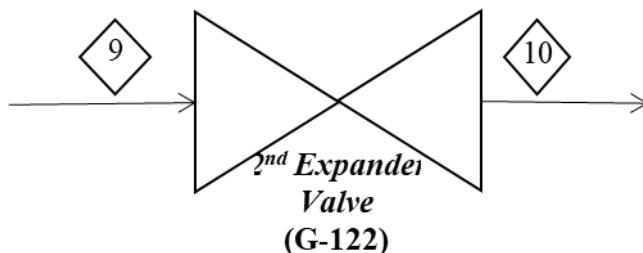
$$\begin{aligned} T <8> &= 86,87^\circ\text{C} = 360,0 \text{ K} \\ T <9> &= 121,91^\circ\text{C} = 395,06 \text{ K} \\ T <15> &= 246,59^\circ\text{C} = 519,7 \text{ K} \\ T <16> &= 215,23^\circ\text{C} = 488,38 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel IV.14 Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <8> dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)			Aliran <9> menuju Glycerol Distillation Column (D-120)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	6055,7 15	262710,57 1	Gliserol	6055,7 15	419083,62 7
Air	231,83 6	14420,760	Air	231,83 6	22856,351
3-M-PD	141,45 9	5960,159	3-M-PD	141,45 9	9335,512
2-M-PD	37,379	1574,903	2-M-PD	37,379	2466,801
<b>Jumlah</b>		<b>284666,39 3</b>	<b>Jumlah</b>		<b>453742,29 0</b>
Aliran <15> dari Glycerol Distillation Column (D-120)			Aliran <16> menuju 1 <sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)		

Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995,1 58	1032442,7 28	Gliserol	5995,1 58	863374,81 5
2-M-PD	0,374	56,405	2-M-PD	0,374	48,422
<b>Jumlah</b>		<b>1032499,1 34</b>	<b>Jumlah</b>		<b>863423,23 7</b>
<b>Total</b>		<b>1317165,5 27</b>	<b>Total</b>		<b>1317165,5 27</b>

#### IV.2.8. 2<sup>nd</sup> Expander Valve (G-122)



Gambar IV.15 Blok Diagram pada *Expander Valve*

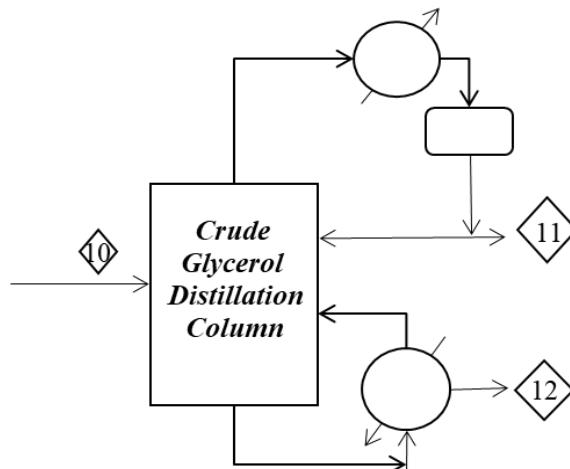
Pin = 1 bar  
 Pout = 0,250 bar  
 Tin =  $121,91^\circ\text{C} = 395,06 \text{ K}$

Tabel IV.15 Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Expander Valve

Aliran Masuk	Aliran Keluar
<i>Aliran &lt;9&gt; dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)</i>	<i>Aliran &lt;10&gt; menuju Glycerol Distillation Column (D-120)</i>

Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6055,715	419083,627	Gliserol	6055,715	377822,201
Air	231,836	22856,351	Air	231,836	20631,983
3-M-PD	141,459	9335,512	3-M-PD	141,459	8456,899
2-M-PD	37,379	2466,801	2-M-PD	37,379	2234,638
<i>Jumlah</i>	<b>453742,290</b>		<i>Jumlah</i>		<b>409145,721</b>
		<i>Supply Valve</i>			
		$Q_v$		<b>44596,569</b>	
<b>Total</b>	<b>453742,290</b>		<b>Total</b>		<b>453742,290</b>

#### IV.2.9. Glycerol Distillation Column (D-120)



Gambar IV.16 Blok Diagram pada Crude Glycerol Distillation Column

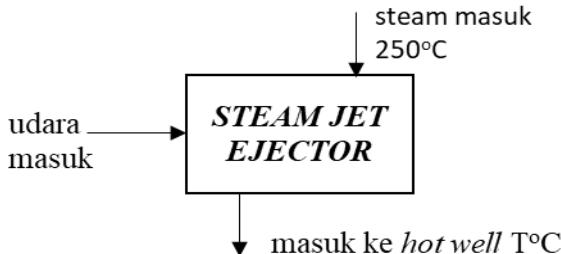
Tekanan operasi = 0,250 bar  
 Suhu Feed = 112,79°C  
 Suhu bubble point distilat = 63,74°C  
 Suhu dew point distilat = 164,36°C  
 Suhu bubble point bottom = 246,59°C  
 Suhu dew point bottom = 246,63°C

**Tabel IV.16** Neraca Energi Glycerol Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;10&gt; dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)</i>			<i>Aliran &lt;11&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal
Gliserol	6055,715	377822,201	Gliserol	60,557	6171,888
Air	231,836	20631,983	Air	231,836	33603,291
3-M-PD	141,459	8456,899	3-M-PD	141,459	13424,816
2-M-PD	37,379	2234,638	2-M-PD	37,005	3511,879
<b>Jumlah</b>		<b>409145,72</b>	<b>Jumlah</b>		<b>56711,87</b>
<i>Aliran Steam</i>			<i>Aliran &lt;12&gt; menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-122)</i>		
<b>H suplai</b>		<b>991459,30</b>			
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal			
Gliserol	5995,158	1032442,728			
2-M-PD	0,374	56,405			
<b>Jumlah</b>			<b>1032499,13</b>		
<i>Aliran CW</i>					
<b>Qc</b>			<b>261821,05</b>		
<i>Heat Loss</i>					

	<b>Q loss</b>	<b>49572,96</b>
<b>Total</b>	<b>1400605,02</b>	<b>Total</b> <b>1400605,02</b>

#### IV.2.10. Glycerol Jet Ejector (G-124)

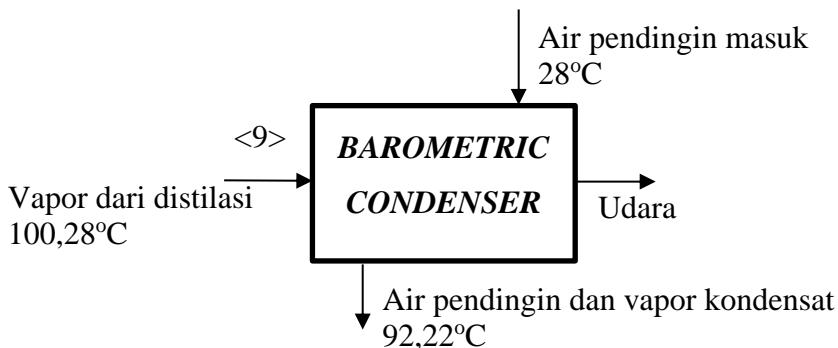


Gambar IV.17 Blok Diagram Pada Glycerol Jet Ejector

Tabel IV.17 Neraca Energi Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk	Energi Keluar		
Aliran <> dari Glycerol Distillation Accumulator	Aliran <> menuju Glycerol Barometric Condenser		
$\Delta H_{\text{udara}}$	379,542	$\Delta H_{\text{cond}}$	27212,88824
$\Delta H_{\text{steam}}$	28245,628	$Q_{\text{loss}}$	1412,2814
<b>TOTAL</b>	<b>28625,170</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28625,170</b>

#### IV.2.11. Glycerol Barometric Condenser (E-125)

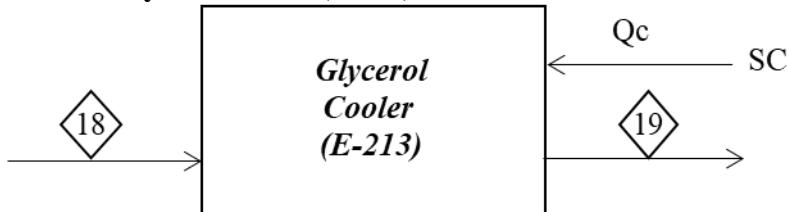


**Gambar IV.18** Blok Diagram Pada Glycerol Barometric Condenser

**Tabel IV.18** Neraca Energi Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk	Energi Keluar		
<b>Aliran &lt;&gt; dari Glycerol Jet Ejector</b>	<b>Aliran &lt;&gt; menuju WWT</b>		
$\Delta H_{vap}$	30118,661	$\Delta H_{keluar}$	7773,247
		$Q_{cw}$	22345,414
<b>Total</b>	<b>30118,661</b>	<b>Total</b>	<b>30118,661</b>

#### IV.2.12. Glycerol Cooler (E-213)



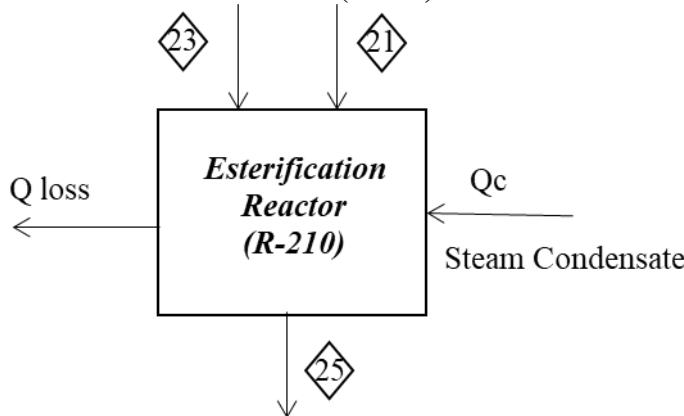
**Gambar IV.19** Blok Diagram pada Glycerol Cooler

$$\begin{aligned} T_{\text{input}} &= 118,92^\circ\text{C} = 392,1 \text{ K} \\ T_{\text{output}} &= 105,00^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel IV.19 Neraca Energi Glycerol Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;18&gt; dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;19&gt; Aliran menuju Glycerol Tank (F-214)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995,158	401461,585	Gliserol	5995,158	339480,661
2-M-PD	0,374	23,907	2-M-PD	0,374	20,364
<i>Jumlah</i>		<b>401485,492</b>	<i>Jumlah</i>		<b>339501,025</b>
			<i>Aliran SC</i>		
			<i>Qc</i>	<b>61984,467</b>	
Total		<b>401485,492</b>	Total	<b>401485,492</b>	

#### IV.2.13. Esterification Reactor (R-210)



**Gambar IV.20** Blok Diagram Pada Esterification Reactor

T input aliran &lt;23&gt; = 30°C = 303,15 K

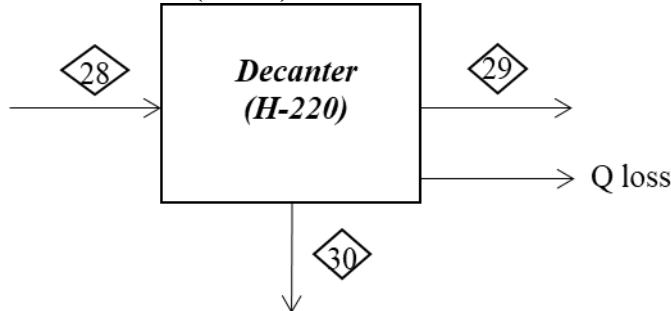
T input aliran &lt;21&gt; = 105°C = 378,15 K

T output aliran &lt;25&gt; = 105°C = 378,15 K

**Tabel IV.20** Neraca Energi Esterification Reactor

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <21> dari Glycerol Tank (F-214)			Aliran <25> ke Product Tank (F-222)		
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal
Gliserol	5995,158	339480,661	Asam asetat	2259,665	123106,541
2-M-PD	0,374	20,364	Monoacetin	174,653	7154,757
<b>Jumlah</b>		<b>339501,025</b>	Diacetin	6173,157	499254,838
Aliran <23> dari Acetic Acid Storage Tank (F-216)			Triacetin	6278,494	303376,820
			Air	2842,263	130744,097
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	2-M-PD	0,374	16,656
Asam asetat	11728,349	30028,617	<b>Jumlah</b>		<b>106365,3,709</b>
Air	4,140	75,960	<i>Aliran Qserap</i>		
<b>Jumlah</b>		<b>30104,577</b>	<b>Qserap</b>		<b>202340,046</b>
<b>-ΔH reaksi</b>		<b>896388,153</b>			
<b>Total</b>		<b>1265993,755</b>	<b>Total</b>		<b>1265993,755</b>

#### IV.2.14. Decanter (H-220)



Gambar IV.21 Blok Diagram pada Decanter

$$T \text{ input} = 105,00^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

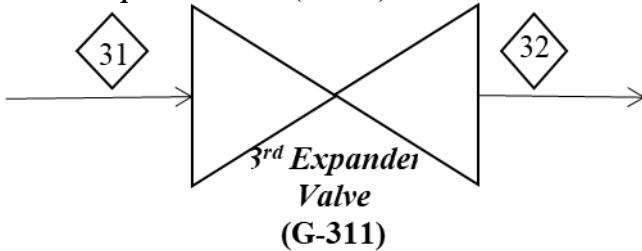
$$T \text{ output} = 120,11^\circ\text{C} = 393,26 \text{ K}$$

Tabel IV.21 Neraca Energi Decanter

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;26&gt; dari Esterification Reactor (R-210)</i>			<i>Aliran &lt;27&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Air	2842,2 63	499254,8 38	Air	2842,2 63	273297,36 7
Asam asetat	2259,6 65	7154,757	Asam Asetat	0,135	6,588
Monoacetin	174,65 3	303376,8 20	Monoacetin	0,003	0,163
Diacetin	6173,1 57	130744,0 97	Diacetin	0,187	10,224
Triacetin	6278,4 94	16,656	Triacetin	0,612	32,405
2-M-PD	0,374	123106,5 41	2-M-PD	0,174	11,249

<i>Jumlah</i>	<b>1063653, 71</b>	<i>Jumlah</i>	<b>273358,00</b>
<i>Aliran &lt;28&gt; menuju Crude Triacetin Tank (F-224)</i>			
	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>
	Asam Asetat	2.259,5 30	110.050,6 64
	Monoacetin	174,65 0	10.033,50 2
	Diacetin	6.172,9 70	337.604,4 77
	Triacetin	6.277,8 82	332.594,1 08
	2-M-PD	0,200	12.963
	<i>Jumlah</i>		<b>790295,71</b>
<b>Total</b>	<b>1063653, 71</b>	<b>Total</b>	<b>1063653,7 1</b>

#### IV.2.15. 3<sup>rd</sup> Expander Valve (G-113)



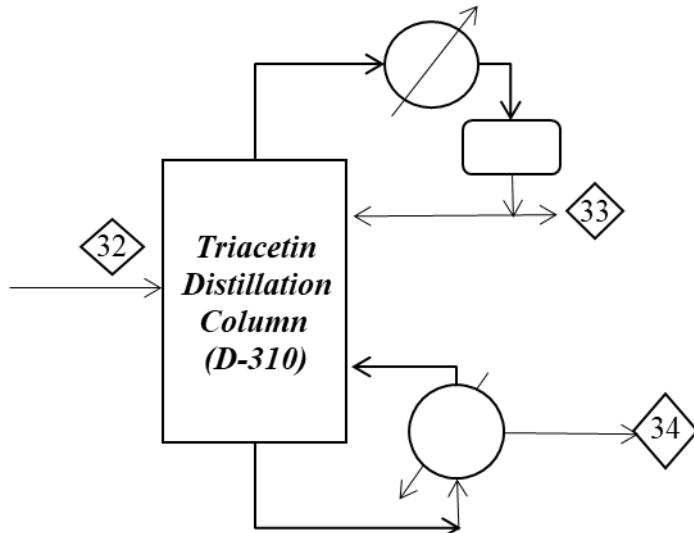
**Gambar IV.22** Blok Diagram pada *Expander Valve*

Pin = 2 bar  
 Pout = 0,406 bar  
 Tin = 120,00°C = 393,15 K

**Tabel IV.22** Neraca Energi 3<sup>rd</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;31&gt; dari Crude Triacetin Tank (F-224)</i>			<i>Aliran &lt;32&gt; menuju Triacetin Distillation Column (D-310)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259,530	110050,664	Gliserol	2259,530	101217,415
Monoacetin	174,650	10033,502	Air	174,650	9228,160
Diacetin	6172,970	337604,477	3-M-PD	6172,970	310506,555
Triacetin	6277,882	332594,108	2-M-PD	6277,882	305898,345
2-M-PD	0,200	12,963	2-M-PD	0,200	11,922
<i>Jumlah</i>	<b>790295,714</b>		<i>Jumlah</i>		<b>726862,397</b>
			<i>Supply Valve</i>		
			<i>Qv</i>		<b>63433,317</b>
Total	<b>790295,714</b>		Total		<b>790295,714</b>

#### IV.2.16. Triacetin Distillation Column (D-310)



**Gambar IV.23** Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column

Tekanan operasi = 0,3221 bar

Suhu Feed = 112,48°C

Suhu bubble point distilat = 92,109°C

Suhu dew point distilat = 173,63°C

Suhu bubble point bottom = 231,10°C

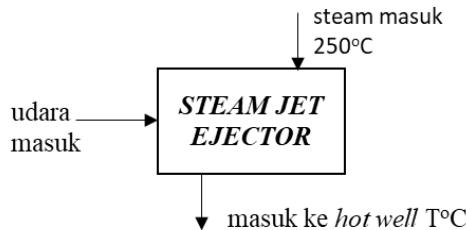
Suhu dew point bottom = 231,38°C

**Tabel IV.23** Neraca Energi Triacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;32&gt; Aliran dari Crude Triacetin Tank (F-224)</i>			<i>Aliran &lt;33&gt; menuju Triacetin Distillation Column (D-320)</i>		
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal
Asam Asetat	2259,5 30	101217, 415	Asam Asetat	2259,53 0	171965, 651

Monoacetin	174,650	9228,160	Monoacetin	174,650	15678,394
Diacetin	6172,970	310506,555	Diacetin	6111,240	522266,816
Triacetin	6277,882	305898,345	Triacetin	62,779	5197,130
2-M-PD	0,200	11,922	<b>Jumlah</b>		<b>715107,991</b>
<b>Jumlah</b>		<b>726862,397</b>	<i>Aliran &lt;34&gt; menuju Triacetin Cooler (E-3110)</i>		
<i>Aliran Steam</i>					
<b>H suplai</b>	<b>238214 114,7</b>		<b>Komponen</b>	<b>Massa, kg</b>	<b>ΔH, kkal</b>
			Diacetin	61,730	7315,379
			Triacetin	6215,103	713474,374
			2-M-PD	0,200	28,088
			<b>Jumlah</b>		<b>720817, 841</b>
<i>Aliran CW</i>					
			<b>Qc</b>	<b>225558 002,4</b>	
<i>Heat Loss</i>					
			<b>Q loss</b>	<b>119470 48,86</b>	
<b>Total</b>	<b>238940 977</b>		<b>Total</b>	<b>238940 977</b>	

#### IV.2.17. Triacetin Jet Ejector (G-314)

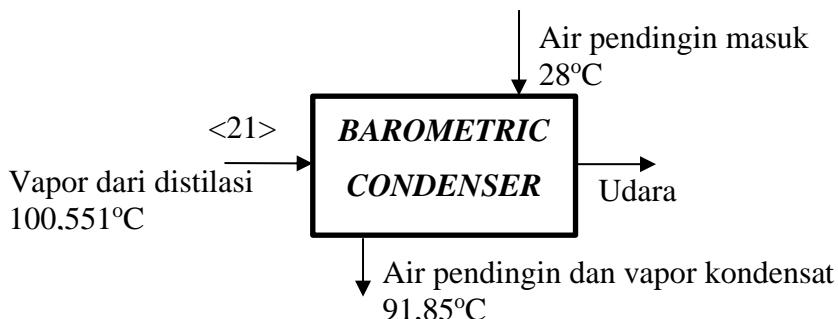


**Gambar IV.24** Blok Diagram Pada Triacetin Jet Ejector

**Tabel IV.24** Neraca Energi Triacetin Jet Ejector

Energi Masuk	Energi Keluar		
Aliran <> dari Glycerol Distillation Accumulator	Aliran <> menuju Glycerol Barometric Condenser		
$\Delta H_{\text{udara}}$	405,393	$\Delta H_{\text{cond}}$	27279,07307
$\Delta H_{\text{steam}}$	28288,084	$Q_{\text{loss}}$	1414,4042
<b>TOTAL</b>	<b>28693,477</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28693,477</b>

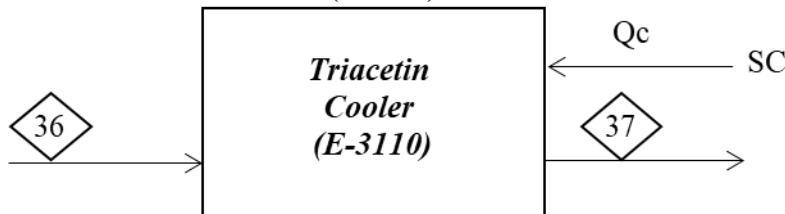
#### IV.2.18. Triacetin Barometric Condenser (E-315)



**Gambar IV.25** Blok Diagram Pada Triacetin Barometric Condenser

**Tabel IV.25** Neraca Energi Triacetin Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
<b>Aliran &lt;&gt; dari Glycerol Jet Ejector</b>		<b>Aliran &lt;&gt; menuju WWT</b>	
$\Delta H_{vap}$	30124,702	$\Delta H_{keluar}$	7788,377
		$Q_{cw}$	22336,325
<b>Total</b>	<b>30124,702</b>	<b>Total</b>	<b>30124,702</b>

**IV.2.19. Triacetin Cooler (E-3110)****Gambar IV.26** Blok Diagram pada Triacetin Cooler

$$T \text{ input} = 231,38^\circ\text{C} = 504,5 \text{ K}$$

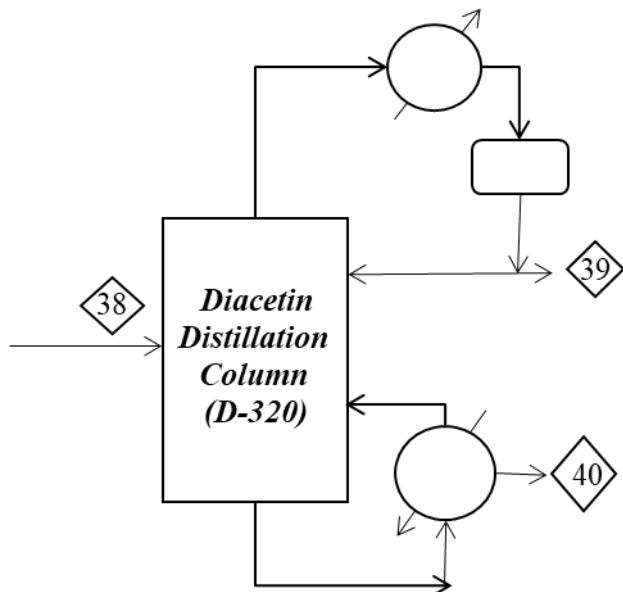
$$T \text{ output} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

**Tabel IV.26** Neraca Energi Triacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;36&gt; dari Triacetin Distillation Column (D-310)</i>			<i>Aliran &lt;37&gt; menuju Triacetin Storage Tank (F-3111)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Diacetin	61,730	7315,37 9	Diacetin	61,730	177,473

Triaceti n	6215,1 03	713474, 374	Triacetin	6215,103	17309,06 3
2-M-PD	0,200	28,088	2-M-PD	0,200	0,681
<b>Jumlah</b>		<b>720817, 842</b>	<b>Jumlah</b>		<b>17487,21 7</b>
		<b>Aliran CW</b>			
		<b>Qc</b>		<b>703330,6 25</b>	
<b>Total</b>	<b>720817, 842</b>	<b>Total</b>		<b>720817,8 42</b>	

#### IV.2.20. Diacetin Distillation Column (D-320)



Gambar IV.27 Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column

Tekanan operasi  
Suhu Feed

= 1,1 bar  
= 143,9°C

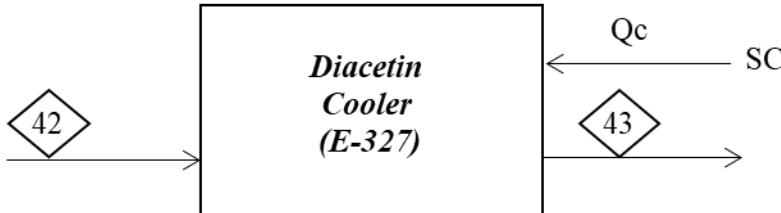
Suhu bubble point distilat	= 122,5°C
Suhu dew point distilat	= 183,61°C
Suhu bubble point bottom	= 246,78°C
Suhu dew point bottom	= 246,88°C

**Tabel IV.27** Neraca Energi Diacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;38&gt; Aliran dari Triacetin Distillation Column (D-310)</i>			<i>Aliran &lt;39&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259,530	171935,390	Asam Asetat	2259,530	183521,719
Monoacetin	174,650	15675,635	Monoacetin	148,453	14222,182
Diacetin	6111,240	522174,913	Diacetin	916,686	83604,461
Triacetin	62,779	5196,216	<i>Jumlah</i>		<b>281348,36</b>
<i>Jumlah</i>		<b>714982,15</b>	<i>Aliran &lt;40&gt; menuju Diacetin Cooler (E-326)</i>		
<i>Aliran Steam</i>					
H suplai		<b>107788,246</b>	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
			Monoacetin	26,198	3943,540
			Diacetin	5194,554	744397,358
			Triacetin	62,779	8714,793
			<i>Jumlah</i>		<b>757055,69</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			Qc	<b>664817,33</b>	

		<i>Heat Loss</i>	
		Q loss	89643,23
Total	179286 4,61	Total	1792864,6 1

#### IV.2.21. Diacetin Cooler (E-327)



Gambar IV.28 Blok Diagram pada Diacetin Cooler

$$T \text{ input} = 246,78^\circ\text{C} = 519,9 \text{ K}$$

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

Tabel IV.28 Neraca Energi Diacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;42&gt; dari Diacetin Distillation Column (D-320)</i>			<i>Aliran &lt;43&gt; menuju Diacetin Storage Tank (F-327)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Monoacetin	26,198	3509,260	Monoacetin	26,198	79,117
Diacetin	5194,5 54	662420,8 97	Diacetin	5194,55 4	14934,343
Triacetin	62,779	7755,08	Triacetin	62,779	174,839
<i>Jumlah</i>		<b>673685,2 36</b>	<i>Jumlah</i>		<b>15188,299</b>

		<i>Aliran CW</i>	
	Qc	658496,93 8	
Total	673685,2 36	Total	673685,23 6

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB V

# DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini adalah sebagai berikut :

### **V.1 Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)**

**Tabel V.1 Spesifikasi Alat D-110**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)
Fungsi	:	Alat untuk memisahkan crude glycerol dengan residue
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	217.176 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 107.61 in Diameter dalam bagian tangki = 52.75 in Diameter luar bagian tangki = 54 in Tebal tangki = 5/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 5/8 in
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$ 48,640.81

### **V.2 Crude Glycerol Storage Tank (F-111)**

**Tabel V.2 Spesifikasi Alat F-111**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Storage Tank (F-111)
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku Crude Glycerol
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasits	:	9767.45 ft <sup>3</sup> = 276.593 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	Tinggi tangki = 458.532 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in

	Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	: 2 buah
Harga Alat	: \$120,586.45

### V.3 1<sup>st</sup> Glycerol Pump (L-112)

**Tabel V.3 Spesifikasi Alat L-122**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 1st Glycerol Pump (L-112)
Fungsi	: Memompa liquid dari Crude Glycerol Storage Tank menuju 1st Heat Exchanger
Kapasitas	: 7500.00 kg/jam
Daya pompa	: 1.5 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$ 4,169.21

### V.4 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

**Tabel V.4 Spesifikasi Alat E-113**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Heat Exchanger 1 (E-113)
Fungsi	: Memanaskan Crude Glycerol dari 30°C menuju 120°C
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2
Dimensi tube	: Jumlah Tube = 376 buah Inside Diameter = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in
Dimensi shell	: Diameter = 23. Shell = 3 in Baffle space = 6 in

Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$41,799.03

## V.5 flash Tank Condenser (E-115)

**Tabel V.5 Spesifikasi Alat E-115**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Condenser (E-115)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Flash Separator Tank (D-110)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 4
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 562 buah Inside Diamater = 1.15 in Outside Diameter = 1 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.25 in
Shell	:	Diameter Shell = 35 in Baffle = 7 in
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$56,872.33

## V.6 Crude Glycerol Accumulator (F-116)

**Tabel V.6 Spesifikasi Alat F-116**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Accumulator (F-116)
Fungsi	:	Menampung kondensat crude glycerol
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	78.30 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 91.53 in Diameter dalam bagian silinder = 47.63 in Diameter luar bagian silinder = 48 in Tebal silinder = 3/16 in Tebal tutup kiri = 3/16 in Tebal tutup kanan = 3/16 in

Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,986.56

### V.7 Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)

**Tabel V.7 Spesifikasi Alat G-117**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Material	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	:	<i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacuum Tangki	:	2.953 inHg abs
Suhu vapor, $T_v$	:	100.28 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	:	3.43 inHg
Total uap air	:	1000 lb/jam = 454.545 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	:	1227.39 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Tekanan steam	:	1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, $W_s$	:	5646.01 lb/jam = 2566.37 kg/jam
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$ 3,420.89

### V.8 Crude Glycerol Barometric Condenser (E-118)

**Tabel V.7 Spesifikasi Alat E-118**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Type	:	<i>Barometric condenser</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	103.361 kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	0.176 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	12 in
Jumlah air pendingin	:	798 kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	:	4.0 inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.0575 ft

Batas keamanan	:	1.5	ft
Tinggi kolom barometrik	:	10.9472	ft
Jumlah Alat	:	1 buah	
Harga Alat	:	\$2,138.06	

### V.9 2<sup>nd</sup> Glycerol Pump (L-119)

**Tabel V.9 Spesifikasi Alat L-119**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	2nd Glycerol Pump (L-119)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Crude Glycerol Flash Separator Tank menuju 2nd Heat Exchanger
Kapasitas	:	6466.39 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.10 Glycerol Distillation Column (D-120)

**Tabel V.10 Spesifikasi Alat D-120**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Column (D-120)
Fungsi	:	Alat untuk memurnikan Crude Glycerol sehingga didapat produk berupa Gliserol yang lebih murni
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	189.378 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 329.04 in Diameter dalam bagian silinder = 76.75 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 5/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 5/8 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray = Reverse Flow Jumlah Tray = 14
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$149,343.33

## V.11 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

**Tabel V.11 Spesifikasi Alat E-121**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Heat Exchanger 2 (E-121)
Fungsi	:	Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan Glycerol
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 6
Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 378 buah Inside Diameter = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 16 ft $P_T$ = 0.94 in
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 23.3 in Baffle space = 6 in
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$110,216.87

## V.12 Glycerol Distillation Condenser (E-123)

**Tabel V.12 Spesifikasi Alat E-123**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Condenser (E-123)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Glycerol Distillation Column (D-120)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 1
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 18 buah Inside Diameter = 1.4 in Outside Diameter = 1.5 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.88 in
Shell	:	Diameter Shell = 1 in Baffle = 6 in
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$66,707.40

### V.13 Glycerol Distillation Accumulator (F-124)

**Tabel V.13 Spesifikasi Alat F-124**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Accumulator (F-124)
Fungsi	:	Menampung distilat crude glycerol
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	9.81 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 50.64 in Diameter dalam bagian silinder = 25.38 in Diameter luar bagian silinder = 26 in Tebal silinder = 5/16 in Tebal tutup kiri = 3/16 in Tebal tutup kanan = 3/16 in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,986.56

### V.14 Glycerol Jet Ejector (G-125)

**Tabel V.14 Spesifikasi Alat G-125**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Material	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Type	:	Single stage jet
Tekanan Vacum Tangki	:	7.3825 inHg abs
Suhu vapor, Tv	:	100.98 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	:	5.77 inHg
Total uap air	:	2200 lb/jam = 1000 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	:	2303.59 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Tekanan steam	:	1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, Ws	:	16073.5 lb/jam = 7306.15 kg/jam
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$3,420.89

### V.15 Glycerol Barometric Condenser (E-126)

**Tabel V.15 Spesifikasi Alat E-126**

<b>Spesifikasi Alat :</b>		
Type	:	<i>Barometric condenser</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	470.858 kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	0.800 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	12 in
Jumlah air pendingin	:	3596.7 kg air pendingin/jam
Kekakuan maksimum	:	6.0 inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.1221 ft
Batas keamanan	:	1.5 ft
Tinggi kolom barometrik	:	13.7016 ft
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$1,710.45

### V.16 3<sup>rd</sup> Glycerol Pump (L-127)

**Tabel V.16 Spesifikasi Alat L-127**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	3rd Glycerol Pump (L-127)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Glycerol Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT
Kapasitas	:	470.86 kg/ jam
Daya Motor	:	1 hp
Material	:	Commercial Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.17 4<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-128)

**Tabel V.17 Spesifikasi Alat L-128**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	4th Glycerol Pump (L-128)
Fungsi	:	

	Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler	
Kapasitas	:	5995.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.18 Glycerol Distillation Reboiler (E-129)

**Tabel V.18 Spesifikasi Alat E-129**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Reboiler (E-129)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-120
Jumlah	:	1 Unit
Tipe	:	<i>Kettle Reboiler</i>
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 2 buah Inside Diameter = 0.7 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 30 ft Pitch = 0.94
Shell	:	ID Shell = 31 in
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$147,312.17

### V.19 Esterification Reactor (R-210)

**Tabel V.19 Spesifikasi Alat R-210**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Esterification Reactor (R-210)
Fungsi	:	Tempat Terjadinya reaksi pembentukan triacetin
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i> dengan Jaket Pendingin
Propeller	:	<i>turbine with 6 flat blades</i>
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-167 type 304

Diameter Tangki	:	21.83 ft = 262.00 in
Tinggi Total	:	29.21 ft = 350.06 in
Tinggi tutup atas	:	44.28 in = 1.12 m
Tinggi tutup bawah	:	44.28 in
Tebal tutup atas	:	0.41 in
Tebal tutup bawah	:	0.41 in
Luas Penampang Jaket	:	1,095 ft <sup>2</sup> = 101.86 in <sup>2</sup>
Energi Pengaduk	:	213.4 hp
Jumlah	:	4 buah
Harga Alat	:	\$513,561.44

### V.20 5<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-211)

**Tabel V.20 Spesifikasi Alat L-211**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	5th Glycerol Pump (L-211)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju 2nd Heat Exchanger
Kapasitas	:	5995.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.21 6<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-212)

**Tabel V.21 Spesifikasi Alat L-212**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	6th Glycerol Pump (L-212)
Fungsi	:	Memompa liquid dari 2nd Heat Exchanger menuju Glycerol Cooler
Kapasitas	:	5995.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

## V.22 Glycerol Cooler (E-213)

**Tabel V.22 Spesifikasi Alat E-213**

<b>Spesifikasi Alat</b>					
Nama Alat	:	Glycerol Cooler (E-213)			
Fungsi	:	Menurunkan suhu crude glycerol dari Glycerol Distillation Column			
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger			
Dimensi tube	:	Jumlah Tube	=	40 buah	
		Inside Diameter	=	0.65 in	
		Outside Diameter	=	3/4 in	
		BWG	=	18	
		Panjang	=	12 ft	
		P <sub>T</sub>	=	1.00 in	
Dimensi shell	:	Diameter Shell	=	10 in	
		Baffle space	=	5 in	
Bahan	:	Carbon Steel			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$41,050.71			

## V.23 Glycerol Tank (F-214)

**Tabel V.23 Spesifikasi Alat F-214**

<b>Spesifikasi Alat</b>					
Nama Alat	:	Glycerol Tank (F-214)			
Fungsi	:	Menampung gliserol hasil purifikasi			
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head			
Kapasitas	:	400.683 ft <sup>3</sup> = 11.346 m <sup>3</sup>			
Dimensi	:	Tinggi tangki	=	97.905 in	
		Diameter dalam bagian silinder	=	107.25 in	
		Diameter luar bagian silinder	=	108 in	
		Tebal silinder	=	3/8 in	
		Tebal tutup atas	=	3/8 in	
Bahan	:	Carbon and Low-alloy Steel, Type SA-283, Grade C			
Jumlah	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$48,854.62			

## V.24 7<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-215)

**Tabel V.24 Spesifikasi Alat L-215**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	:
Fungsi	:
Kapasitas	:
Daya pompa	:
Material	:
Jumlah	:
Harga Alat	:

## V.25 Acetic Acid Storage Tank (F-216)

**Tabel V.25 Spesifikasi Alat F-216**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	:
Fungsi	:
Bentuk	:
Kapasitas	:
Dimensi	:
Bahan	:
Jumlah	:
Harga Alat	:

## V.26 Acetic Acid Pump (L-217)

**Tabel V.26 Spesifikasi Alat L-217**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	:
Fungsi	:
Kapasitas	:
Daya pompa	:

Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,452.05

### V.27 Amberlyst-15 Storage Tank (F-218)

**Tabel V.27 Spesifikasi Alat F-218**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Acetic Acid Storage Tank (F-216)
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku Asam Asetat (AA)
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	:	11792.713 ft <sup>3</sup> = 333.945 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	Tinggi tangki = 492.573 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 1/8 in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,452.05

### V.28 Pneumatic Conveyor (J-219)

**Tabel V.28 Spesifikasi Alat J-219**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Pneumatic Conveyor (J-218)
Fungsi	:	Memindahkan katalis dari tangki penampung ke reaktor
Type	:	TK200L from Heem Horst International BV
Bentuk	:	Conveyor yang dilengkapi dengan blower dan cyclone
Kapasitas	:	151.854 kg/jam
Dimensi Cyclone	:	Bc = 5.77718 ft Dc = 23.1087 ft De = 11.5544 ft Hc = 11.5544 ft Lc = 46.2174 ft Sc = 2.8886 ft Zc = 46.2174 ft Jc = 5.7772 ft

Bahan	:	<i>Stainless Steel Construction</i>
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$66,386.69

### V.29 Decanter (H-220)

**Tabel V.29 Spesifikasi Alat H-220**

<b>Spesifikasi Alat</b>					
Nama Alat	:	Decanter (H-220)			
Fungsi	:	Alat untuk memisahkan komponen-komponen produk dari reaksi esterifikasi			
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head			
Kapasitas	:	0.87283284 ft <sup>3</sup>			
Dimensi Bejana	:	Panjang Tangki = 42.8043 in Diameter dalam bagian silinder = 11.625 in Diameter luar bagian silinder = 12 in Tebal silinder = 0.1875 in Tebal tutup kiri = 0.1875 in Tebal tutup kanan = 0.1875 in Tinggi Heavy Phase = 4.65 in Tinggi Overflow = 8.68821 in			
Bahan	:	<i>Carbon Steel, Type SA-240, Grade A</i>			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$48,640.81			

### V.30 1<sup>st</sup> Product Pump (L-221)

**Tabel V.30 Spesifikasi Alat L-221**

<b>Spesifikasi Alat</b>					
Nama Alat	:	1st Product Pump (L-221)			
Fungsi	:	Memompa liquid dari Esterification Reactor menuju Product Tank			
Kapasitas	:	17728.61 kg/jam			
Daya pompa	:	1.5 hp			
Material	:	Commercial steel			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$5,452.05			

### V.31 Product Tank (F-222)

**Tabel V.31 Spesifikasi Alat F-222**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Product Tank (F-222)
Fungsi	:	Sebagai tempat penampungan sementara produk reaktor sebelum dialirkan menuju Decanter
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	:	688.362 ft <sup>3</sup> = 19.493 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	Tinggi tangki = 113.058 in Diameter dalam bagian silinder = 125.25 in Diameter luar bagian silinder = 126 in Tebal silinder = 3/8 in Tebal tutup atas = 3/8 in
Bahan	:	Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$84,667.08

### V.32 2<sup>nd</sup> Product Pump (L-223)

**Tabel V.32 Spesifikasi Alat L-223**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	2nd Product Pump (L-223)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Product Tank menuju decanter
Kapasitas	:	17728.61 kg/jam
Daya pompa	:	1.5 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,452.05

### V.33 Crude Triacetin Tank (F-224)

**Tabel V.33 Spesifikasi Alat F-224**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Triacetin Tank (F-224)
Fungsi	:	

		Sebagai tempat penampungan sementara produk bawah Decanter sebelum dialirkan menuju Triacetin Distillation Column
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	:	12003.792 ft <sup>3</sup> = 339.922 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	Tinggi tangki = 497.420 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 1/8 in
Bahan	:	Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$84,667.08

### V.34 Triacetin Distillation Column (D-310)

**Tabel V.34 Spesifikasi Alat D-310**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Triacetin Distillation Column (D-310)
Fungsi	:	Alat untuk memurnikan triacetin
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	452.679 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 960.00 in Diameter dalam bagian silinder = 76.75 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 5/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 3/4 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray = Cross Flow Jumlah Tray = 31
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$149,343.33

### V.35 Triacetin Distillation Condenser (E-312)

**Tabel V.35 Spesifikasi Alat E-312**

<b>Spesifikasi Alat</b>																	
Nama Alat	: Triacetin Distillation Condenser (E-312)																
Fungsi	: Mengkondensasikan distilat dari Triacetin Distillation Column (D-310)																
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger      1 - 2																
Dimensi	: <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 20%;">Tube</td> <td>Jumlah Tube = 1377 buah</td> </tr> <tr> <td>Inside Diamater</td> <td>= 1.15 in</td> </tr> <tr> <td>Outside Diamater</td> <td>= 0.75 in</td> </tr> <tr> <td>BWG</td> <td>= 20</td> </tr> <tr> <td>Panjang</td> <td>= 12 ft</td> </tr> <tr> <td>Pr</td> <td>= 0.94 in</td> </tr> <tr> <td>Diameter Shell</td> <td>= 39 in</td> </tr> <tr> <td>Baffle</td> <td>= 7.8 in</td> </tr> </table>	Tube	Jumlah Tube = 1377 buah	Inside Diamater	= 1.15 in	Outside Diamater	= 0.75 in	BWG	= 20	Panjang	= 12 ft	Pr	= 0.94 in	Diameter Shell	= 39 in	Baffle	= 7.8 in
Tube	Jumlah Tube = 1377 buah																
Inside Diamater	= 1.15 in																
Outside Diamater	= 0.75 in																
BWG	= 20																
Panjang	= 12 ft																
Pr	= 0.94 in																
Diameter Shell	= 39 in																
Baffle	= 7.8 in																
Bahan	: Carbon Steel																
Jumlah Alat	: 1 buah																
Harga Alat	: \$66,707.40																

### V.36 Triacetin Distillation Accumulator (F-313)

**Tabel V.36 Spesifikasi Alat F-313**

<b>Spesifikasi Alat</b>													
Nama Alat	: Triacetin Distillation Accumulator (F-313)												
Fungsi	: Menampung distilat Triacetin Distillation Column												
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head												
Kapasitas	: 433.73 ft <sup>3</sup>												
Dimensi Bejana	: <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 20%;">Tinggi tangki</td> <td>= 159.24 in</td> </tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td> <td>= 83.38 in</td> </tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td> <td>= 84 in</td> </tr> <tr> <td>Tebal silinder</td> <td>= 5/16 in</td> </tr> <tr> <td>Tebal tutup kiri</td> <td>= 5/16 in</td> </tr> <tr> <td>Tebal tutup kanan</td> <td>= 5/16 in</td> </tr> </table>	Tinggi tangki	= 159.24 in	Diameter dalam bagian silinder	= 83.38 in	Diameter luar bagian silinder	= 84 in	Tebal silinder	= 5/16 in	Tebal tutup kiri	= 5/16 in	Tebal tutup kanan	= 5/16 in
Tinggi tangki	= 159.24 in												
Diameter dalam bagian silinder	= 83.38 in												
Diameter luar bagian silinder	= 84 in												
Tebal silinder	= 5/16 in												
Tebal tutup kiri	= 5/16 in												
Tebal tutup kanan	= 5/16 in												

Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,986.56

### V.37 Triacetin Jet Ejector (G-314)

**Tabel V.37 Spesifikasi Alat G-314**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Material	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	:	<i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacum Tangki	:	0.7380      inHg abs
Suhu vapor, $T_v$	:	173.63      °C
Tekanan Vapor pada 80°C	:	5.77      inHg
Total uap air	:	140      lb/jam    =    63.6364    kg/jam
Total campuran uap ke ejector	:	2033.8      lb/jam
Suhu steam	:	250      °C
Tekanan steam	:	1.7      bar =    170      kPa
Kebutuhan steam, $W_s$	:	3330.56      lb/jam    =    1513.89    kg/jam
Jumlah	:	1      Unit
Harga Alat	:	\$3,420.89

### V.38 Triacetin Barometric Condenser (E-215)

**Tabel V.38 Spesifikasi Alat E-215**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Type	:	<i>Barometric condenser</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	860.820      kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	1.463      ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	36      in
Jumlah air pendingin	:	6816.1      kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	:	6.0      inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.1680      ft

Batas keamanan	:	1.5 ft
Tinggi kolom barometrik	:	11.0352 ft
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$1,710.45

### V.39 1<sup>st</sup> Triacetin Pump (L-316)

**Tabel V.39 Spesifikasi Alat L-316**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	1st Triacetin Pump (L-316)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT
Kapasitas	:	8,608.20 kg/jam
Daya Motor	:	2 hp
Material	:	Commercial Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.40 2<sup>nd</sup> Triacetin Pump (L-317)

**Tabel V.401 Spesifikasi Alat L-317**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	2nd Triacetin Pump (L-317)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Column menuju Triacetin Distillation Reboiler
Kapasitas	:	5283.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.41 Triacetin Distillation Reboiler (E-318)

**Tabel V.41 Spesifikasi Alat E-318**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Triacetin Distillation Reboiler (E-318)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-310
Tipe	:	Kettle Reboiler
Dimensi	:	

Tube	Jumlah Tube Inside Diamater Outside Diameter BWG Panjang Pitch Shell	= 2 buah = 1.4 in = 1 1/2 in = 18 = 12 ft = 1.88 ID Shell = 23.3 in
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$147,312.17

### V.42 3<sup>rd</sup> Triacetin Pump (L-319)

**Tabel V.42 Spesifikasi Alat L-319**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	3rd Triacetin Pump (L-319)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Reboiler menuju Triacetin Cooler
Kapasitas	:	6277.03 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Harga Alat	:	1 buah
Jumlah Alat	:	\$4,169.21

### V.43 Triacetin Cooler (E-3110)

**Tabel V.43 Spesifikasi Alat E-3110**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Triacetin Cooler (E-3110)
Fungsi	:	Menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 4
Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 774 buah Inside Diamater = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 33 in Baffle space = 5 in

Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$41,050.71

#### V.44 Triacetin Storage Tank (F-3111)

**Tabel V.44 Spesifikasi Alat F-3111**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	:
Fungsi	: Triacetin Storage Tank (F-3111) Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Triacetin Distillation Column (D-310) berupa 99% Triacetin dalam keadaan cair
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: 5791.949 ft <sup>3</sup> = 164.016 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Tinggi tangki = 254.804 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 1/8 in
Bahan	:
Jumlah	:
Harga Alat	:

#### V.45 Diacetin Distillation Column (D-320)

**Tabel V.45 Spesifikasi Alat D-320**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	:
Fungsi	: Alat untuk memurnikan diacetin
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 262.128 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 1176.00 in Diameter dalam bagian silinder = 76.50 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 3/4 in Tebal tutup atas dan bawah = 7/8 in
Dimensi Tray	: Tipe Tray = Reverse Flow Jumlah Tray = 45
Bahan Konstruksi	:

Jumlah Alat	:	1 buah
Bahan Alat	:	\$149,343.33

#### V.46 Diacetin Distillation Condenser (E-321)

**Tabel V.46 Spesifikasi Alat E-321**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Condenser (E-321)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Diacetin Purification Column (D-310)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2
Dimensi	:	
Tube	:	Jumlah Tube = 110 buah Inside Diameter = 1.4 in Outside Diameter = 1.5 in BWG = 18 Panjang = 12 ft P <sub>T</sub> = 1.88 in Diameter Shell = 25 in Baffle = 5 in
Shell	:	
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$66,707.40

#### V.47 Diacetin Distillation Accumulator (F-322)

**Tabel V.47 Spesifikasi Alat F-322**

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Accumulator (F-322)
Fungsi	:	Menampung distilat Diacetin Distillation Column
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	161.21 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 113.59 in Diamter dalam bagian silinder = 59.63 in Diamter luar bagian silinder = 60 in Tebal silinder = 3/16 in Tebal tutup kiri = 3/16 in Tebal tutup kanan = 3/16 in
Bahan	:	<i>Carbon Steel, Type SA-240, Grade A</i>
Jumlah Alat	:	1 buah

Harga Alat	:	\$5,986.56
------------	---	------------

#### V.48 1<sup>st</sup> Diacetin Pump (L-323)

**Tabel V.48 Spesifikasi Alat L-323**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 1st Diacetin Pump (L-323)
Fungsi	: Memompa liquid dari Diacetin Distillation Accumulator menuju Diacetin Distillation Column dan WWT
Kapasitas	: 1,935.36 kg/jam
Daya Motor	: 1 hp
Material	: Commercial Steel
Jumlah Alat	: 1 Buah
Harga Alat	: \$4,169.21

#### V.49 2<sup>nd</sup> Diacetin Pump (L-324)

**Tabel V.49 Spesifikasi Alat L-324**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 2nd Diacetin Pump (L-324)
Fungsi	: Memompa liquid dari Diacetin Distillation Column menuju Diacetin Distillation Reboiler
Kapasitas	: 5283.53 kg/jam
Daya pompa	: 1 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah
Harga Alat	: \$4,169.21

#### V.50 Diacetin Distillation Reboiler (E-325)

**Tabel V.50 Spesifikasi Alat E-325**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Diacetin Distillation Reboiler (E-325)
Fungsi	: Sebagai reboiler kolom distilasi D-320
Tipe	: Kettle Reboiler
Dimensi Tube	: Jumlah Tube = 2 buah Inside Diameter = 1.4 in Outside Diameter = 1 1/2 in BWG = 18

	Panjang	=	30	ft
	Pitch	=	1.88	
Shell	ID Shell	=	39	in
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>			
Jumlah Alat	: 1 buah			
Harga Alat	: \$147,312.17			

### V.51 3<sup>rd</sup> Diacetin Pump (L-326)

**Tabel V.51 Spesifikasi Alat L-326**

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 3rd Diacetin Pump (L-326)
Fungsi	: Memompa liquid dari Diacetin Distillation Reboiler menuju Diacetin Cooler
Kapasitas	: 5283.53 kg/jam
Daya pompa	: 1 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah
Harga Alat	: \$4,169.21

### V.52 Diacetin Cooler (E-327)

**Tabel V.51 Spesifikasi Alat E-327**

<b>Spesifikasi Alat</b>																									
Nama Alat	: Diacetin Cooler (E-327)																								
Fungsi	: Menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi																								
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 4																								
Dimensi tube	: <table> <tr> <td>Jumlah Tube</td> <td>=</td> <td>422</td> <td>buah</td> </tr> <tr> <td>Inside Diameter</td> <td>=</td> <td>0.65</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>Outside Diameter</td> <td>=</td> <td>3/4</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>BWG</td> <td>=</td> <td>18</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Panjang</td> <td>=</td> <td>12</td> <td>ft</td> </tr> <tr> <td>P<sub>T</sub></td> <td>=</td> <td>1.00</td> <td>in</td> </tr> </table>	Jumlah Tube	=	422	buah	Inside Diameter	=	0.65	in	Outside Diameter	=	3/4	in	BWG	=	18		Panjang	=	12	ft	P <sub>T</sub>	=	1.00	in
Jumlah Tube	=	422	buah																						
Inside Diameter	=	0.65	in																						
Outside Diameter	=	3/4	in																						
BWG	=	18																							
Panjang	=	12	ft																						
P <sub>T</sub>	=	1.00	in																						
Dimensi shell	: <table> <tr> <td>Diameter Shell</td> <td>=</td> <td>25</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>Baffle space</td> <td>=</td> <td>5</td> <td>in</td> </tr> </table>	Diameter Shell	=	25	in	Baffle space	=	5	in																
Diameter Shell	=	25	in																						
Baffle space	=	5	in																						
Bahan	: Carbon Steel																								
Jumlah Alat	: 1 buah																								
Harga Alat	: \$41,050.71																								

## V.53 Diacetin Tank (F-328)

**Tabel V.52 Spesifikasi Alat F-328**

<b>Spesifikasi Alat</b>											
Nama Alat	: Diacetin Storage Tank (F-328)										
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Diacetin Distillation Column (D-420) berupa 96.71% Diacetin dalam keadaan cair										
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head										
Kapasitas	: 4773.495 ft <sup>3</sup> 135.175 m <sup>3</sup>										
Dimensi	: <table> <tr> <td>Tinggi tangki</td><td>= 213.812 in</td></tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td><td>= 237.75 in</td></tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td><td>= 240 in</td></tr> <tr> <td>Tebal silinder</td><td>= 1 1/8 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup atas</td><td>= 1 1/8 in</td></tr> </table>	Tinggi tangki	= 213.812 in	Diameter dalam bagian silinder	= 237.75 in	Diameter luar bagian silinder	= 240 in	Tebal silinder	= 1 1/8 in	Tebal tutup atas	= 1 1/8 in
Tinggi tangki	= 213.812 in										
Diameter dalam bagian silinder	= 237.75 in										
Diameter luar bagian silinder	= 240 in										
Tebal silinder	= 1 1/8 in										
Tebal tutup atas	= 1 1/8 in										
Bahan	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C										
Jumlah	: 3 Buah										
Harga Alat	: \$132,452,67										

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB VI**

## **ANALISA EKONOMI**

### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

#### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

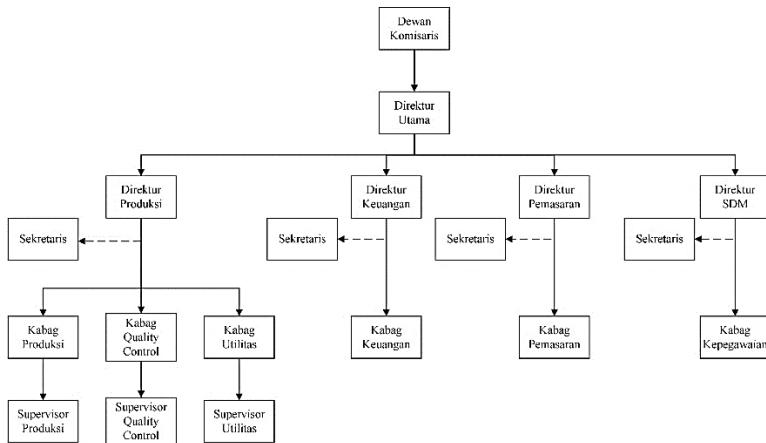
Bentuk badan perusahaan Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksananya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pimpinan perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

#### **VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 140 ton/hari dengan tiga tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 84 jam pekerja/hari-proses.

(Timmerhauss, 1991)



**Gambar VI.1 Struktur Organisasi**

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*). Berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut :

### 1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## 2. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

## 3. Direktur Produksi

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan quality control, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi

produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.

- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **4. Direktur Keuangan**

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **5. Direktur Pemasaran**

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.

- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **6. Direktur SDM**

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **7. Kepala Bagian Produksi**

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

#### **8. Kepala Bagian Pengendalian Mutu (*Quality Control*)**

Tugas kepala bagian pengendalian mutu adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi

- Memastikan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan
- Memastikan seluruh proses pengujian atau analisa produk telah dilaksanakan

## 9. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian utilitas adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

## 10. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

## 11. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
  - Barang yang dibeli
  - Jumlah yang dibeli
  - Waktu pembelian
  - Tempat pembelian
  - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

## 12. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

### **13. Supervisor Utilitas**

Tugas supervisor utilitas adalah :

- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersedian sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

### **14. Supervisor Proses**

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

### **15. Supervisor *Quality Control***

Tugas supervisor *quality control* antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian *quality control*.

#### **VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini memiliki kapasitas 46000 ton/tahun atau 140 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 84 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki tiga tahapan utama, yakni tahap pre treatment, esterifikasi, dan purifikasi. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 252 jam tenaga kerja. Dengan 3 shift kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 94 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991)

#### **VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji**

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung

jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

**Tabel VI.1** Perhitungan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	25,386,838	3	76,160,514
2	Direktur utama	39,522,174	1	39,522,174
3	Sekretaris	7,667,668	3	23,003,004
4	Direktur Produksi	28,770,672	1	28,770,672
5	Direktur Keuangan	28,770,672	1	28,770,672
6	Direktur Pemasaran	28,770,672	1	28,770,672
7	Direktur SDM	28,770,672	1	28,770,672

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
8	Manager			
	a. Produksi	25,386,838	1	25,386,838
	b. Keuangan	25,386,838	1	25,386,838
	c. Pemasaran	25,386,838	1	25,386,838
	d. SDM	25,386,838	1	25,386,838
9	Kepala Bagian			
	a. Kabag Proses	18,019,170	1	18,019,170
	b. Kabag Quality Control	18,019,170	1	18,019,170
	c. Kabag Penjualan	18,019,170	1	18,019,170
	d. Kabag Pembukuan	18,019,170	1	18,019,170
	e. Kabag Pengelolaan Dana	18,019,170	1	18,019,170
	f. Kabag Kepegawaian	18,019,170	1	18,019,170
	g. Kabag Pendidikan & Latihan	18,019,170	1	18,019,170
10	Dokter	14,335,336	2	28,670,672
11	Perawat	7,667,668	4	30,670,672
12	Supervisor			
	a. Utilitas	14,335,336	1	14,335,336
	b. Proses	14,335,336	3	43,006,008

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
13	c. Quality Control	14,335,336	3	43,006,008
	d. Maintenance	14,335,336	4	57,341,344
	e. Gudang	14,335,336	3	43,006,008
	Operator			
	a. Maintenance	3,733,834	45	168,022,530
14	b. Utilitas	3,733,834	45	168,022,530
	c. Proses	3,733,834	45	168,022,530
	d. Quality Control	3,733,834	45	168,022,530
	e. Gudang	3,733,834	45	168,022,530
	Karyawan			
	a. Penjualan	7,667,668	18	138,018,024
14	b. Pembukuan	7,667,668	12	92,012,016
	c. Pengelolaan Dana	7,667,668	12	92,012,016
	d. Kepegawaian	7,667,668	12	92,012,016
	e. Pendidikan & Latihan	7,667,668	12	92,012,016
15	Keamanan	1,841,917	15	27,628,755
16	Sopir	1,841,917	8	14,735,336
17	Pesuruh/tukang kebun	1,841,917	13	23,944,921
18	Pegawai Kantin	1,841,917	8	14,735,336

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
	<b>Total</b>		<b>377</b>	<b>2,153,973,720</b>

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja shift. Sistem ini terdiri atas tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

**Tabel VI.2** Pembagian Shift Kerja Karyawan

Shift	Jam Kerja
Shift Pagi	07.00-15.00
Shift Siang	15.00-23.00
Shift Malam	23.00-07.00

## VI.2 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Metanol dari Batubara ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

### VI.2.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 16,53\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $6,3\%$  per tahun. Dengan harga

$i=16,53\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

#### **VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 6 tahun 6 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

#### **VI.2.3 Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 29,57%.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB VII

## KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

- |                                   |     |  |
|-----------------------------------|-----|--|
| 1. Perencanaan operasi            | :   | kontinyu, 24 jam/hari,<br>330 hari/tahun |
| 2. Kapasitas produksi triacetin   | :   | 49.714 ton/tahun                         |
| 3. Bahan baku gliserol            | :   | 594.000 ton/tahun                        |
| 4. Umur pabrik                    | :   | 20 tahun                                 |
| 5. Masa konstruksi                | :   | 2 tahun                                  |
| 6. Analisis ekonomi               | :   |  |
| • <i>Total Capital Investment</i> | =Rp | 293,756,647,013.2                        |
| • <i>Internal Rate of Return</i>  | =   | 16,53%                                   |
| • <i>Pay Out Time</i>             | =   | 7 tahun                                  |
| • <i>Break Even Point</i>         | =   | 29,57 %                                  |

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, terlihat bahwa IRR sebesar 16,53% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 6,3%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) pada tahun kelima menginjak tahun keenam lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik triacetin dari produk samping biodiesel (*crude glycerol*) ini layak untuk didirikan.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika. 2019. *Prakiraan Cuaca*. [www.bmkg.go.id](http://www.bmkg.go.id). Diakses pada 29 Oktober 2019
- Badan Pusat Statistik. 2018. *Persentase Pengangguran Terbuka Tiap Provinsi*. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 17 Oktober 2019.
- BPS. 2019. *Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012-2018*. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 12 Oktober 2019
- Bremus, N., Dieckelmann, G., Jeromin, L., Rupilius, W. and Schutt, H., Henkel AG and Co KGaA, 1983. *Process for the continuous production of triacetin*. U.S. Patent 4,381,407.
- Brockmann, R., Jeromin, L., Johannsbauer, W., Meyer, H., Michel, O. dan Plachenka, J., Henkel AG and Co KGaA, 1987. *Glycerol distillation process*. U.S. Patent 4,655,879.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Chuang, K. T. dan Nandakumar. 2000. *Tray Column Design*. Canada: University of Alberta
- Coulson, J. M. dan J. F. Richardson. 2005. *Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann
- Eastman. 2014. *Product Overview*. [www.eastman.com](http://www.eastman.com). Diakses pada 13 Oktober 2019
- Fiume, M.Z., 2003. *Final report on the safety assessment of triacetin*. International Journal of Toxicology, 22, pp.1-10.
- GAPKI. 2019. *Perkembangan Biodiesel di Indonesia*. [www.gapki.id](http://www.gapki.id). Diakses pada 12 Oktober 2019
- GAPMMI. 2020. *Daftar Anggota Gabungan Pengusahan Makanan dan Minuman*. [www.gapmmi.or.id](http://www.gapmmi.or.id). Diakses pada 15 Oktober 2019
- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. New Delhi: Prentice Hall of India

- Gonçalves, V.L., Pinto, B.P., Silva, J.C. dan Mota, C.J., 2008. *Acetylation of glycerol catalyzed by different solid acids.* Catalysis Today, 133, pp.673-677. Brazil: Universidade Federal do Rio de Janeiro
- Himmelblau, David M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering.* Texas: Prentice-Hall International, Inc.
- Howel, Carl. 1987. *Process For Deodorizing Triacetin Produced From Natural Glycerin.* European Patent 244,208
- Hugot, E. 1960. *Handbook of Cane Sugar Engineering.* Netherland: Elsevier Science Publisher
- Kementerian Perindustrian. 2013. *Profil Industri Oleokimia Dasar dan Biodiesel.* Jakarta: Kementerian Perindustrian
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer.* Tokyo: McGraw-Hill Book Company
- Khayoon, M.S. dan Hameed, B.H., 2011. *Acetylation of glycerol to biofuel additives over sulfated activated carbon catalyst.* Bioresource technology, 102(19), pp.9229-9235. Malaysia: Universitas Sains Malaysia
- Kondo, T., Kamikawa, M., Oka, K., Matsuo, T., Tanto, M. dan Sase, Y., Hitachi Ltd, 2015. *Glycerin purification method.* U.S. Patent 8,940,947.
- Kong, P., Aroua, M.K., Daud, W.M.A.W., Lee, H.V., Cognet, P. dan Pérès, Y., 2016. *Catalytic role of solid acid catalysts in glycerol acetylation for the production of bio-additives: a review.* RSC advances, 6(73), pp.68885-68905. Malaysia: University of Malaya
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition.* New York : John Wiley & Sons.
- Liao, Xiaoyuan, Yulei Zhu, dan Sheng Guang Wang. 2008. *Producing triacetylglycerol with glycerol by two steps: Esterification and acetylation.* Beijing: Chinese Academy of Science

- Ludwig, Ernest E, dkk. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3 Third Edition*. Gulf Propesional Publishing.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw Hill, Inc.
- McKinn. 2017. *Product Spesification*. North Carolina: McKinn International Pte Ltd
- Pachauri, Naresh dan Brian He. 2006. *Value-added Utilization of Crude Glycerol from Biodiesel Production: A Survey of Current Research Activities*. Oregon: American Society of Agricultural and Biological Engineer
- Paliagro, M. dan Rossi, M., 2008. *The future of glycerol: new uses of a versatile raw material*. New York: RSC Green Chemistry Book
- Pemerintah Kota Dumai. 2011. Rencana Pembangunan Jangka Panjang Daerah. Dumai: Pemerintah Kota Dumai
- Pemerintah Kabupaten Gresik. 2016. Profil Alam Kabupaten Gresik. Gresik: Pemerintah Kabupaten Gresik
- Perry, R. H., dan Don Green. 1984. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Editon*. New York: McGraw-Hill Book Company
- PLN. 2018. Statistik PLN 2018. Jakarta: Perusahaan Listrik Negara
- Prasetyo, Ari Eko dan Anggra Wihi. 2012. *Potensi Gliserol Dalam Pembuatan Turunan Gliserol Melalui Proses Esterifikasi. Jurnal Ilmu Lingkungan*. Semarang: Universitas Diponegoro
- Reid, R. C., John M. Prausnitz, dan Thomas K. Sherwood. 1977. *The Properties of Gases and Liquid*. McGraw-Hill
- Seborg D.E., Edgar T.F., Mellichamp D.A., and Doyle F.J. "Process Dynamics and Control". Asia: John Wiley and Sons Pte Ltd. 2011.
- Seider W.D., Seader J.D., and Lewin D.R. "Product and Process Design Principles 2<sup>nd</sup> ed". New York: John Wiley & Sons Inc. 2004.

- Shreeve, R. N. 1959. *Chemical Process Industries 2nd Editon.* Tokyo: Kogakusa Co Ltd
- Silla, Harry. 2003. Chemical Process Engineering Design and Economic. New Jersey: Marcel Dekker Inc
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration.* USA : John Wiley & Sons Inc.
- Timmerhaus, K.D., Peters Max. S., dan Ronald E. West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers' 5th Edition.* Boston: McGraw-Hill Book Company
- Ueoka, H. and Katayama, T., Kao Corp, 2001. *Process for preparing glycerol.* U.S. Patent 6,288,287.
- Ulrich, Gael D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic.* Canada: John Wiley & Sons
- Van Ness, S. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 4th Edition.* Singapore: McGraw-Hill Inc
- Van Winkle, Matthew. 1967. *Distillation.* New York: McGraw-Hill Book Company

## APPENDIKS A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	=	46000 ton/tahun
	=	139393.9 kg/hari
	=	5808.081 kg/jam
1 tahun	=	330 hari
1 hari	=	24 jam
Gliserol	=	59400.00 ton/tahun
	=	180000.0 kg/hari
	=	7500.00 kg/jam
Basis	=	1 jam operasi
satuan	=	kg

**Tabel A.1 Komposisi Crude Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia)**

Komponen	Komposisi (%)	Massa (kg/jam)
Gliserol	80.8	6060.000
Air	16.8	1260.000
3-M-PD*	1.9	142.500
2-M-PD**	0.5	37.5000
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>7500.000</b>

\* 3-Methoxy-1,2-Propanediol

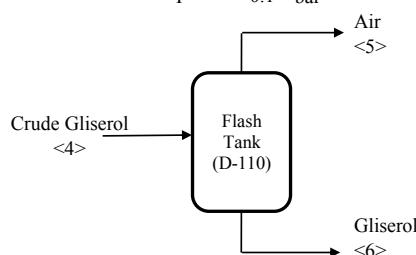
\*\* 2-Methoxy-1,3-Propanediol

#### A. 1. Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

Fungsi : Memisahkan antara Residue dengan Gliserol

Kondisi Operasi : T = 86.87 °C = 360 K

P = 0.1 bar



**Tabel A.2 Aliran masuk Crude Glycerol Flash Tank**

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol (z)
Gliserol	92.09	6060.000	65.805	0.479
Air	18	1260.000	70.000	0.509
3-M-PD	106.12	142.500	1.343	0.010
2-M-PD	106.12	37.500	0.353	0.003
<b>TOTAL</b>		<b>7500.000</b>	<b>137.501</b>	<b>1.00</b>

Untuk menentukan neraca massa dalam flash tank menggunakan langkah berikut :

1. Menghitung  $P^{\text{sat}}$  menggunakan persamaan Antoine

**Tabel A.3** Parameter Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Gliserol	169.2	-16890	0	-21.81	1.14E-05	2
Air	65.93	-7228	0	-7.177	4.03E-06	2
3-M-PD	145.6	-16370	0	-17.4	8.44E-18	6
2-M-PD	155.4	-16650	0	-19.09	5.66E-17	6

Sumber : *Aspen Hysys*

Persamaan yang digunakan untuk menentukan *Saturation Pressure* ( $P^{\text{sat}}$ )

$$P^{\text{sat}} = \exp\left(A + \frac{B}{T+C} + D \ln T + E T^F\right)$$

T dalam K

$P^{\text{sat}}$  dalam kPa

#### a. Perhitungan Bubble Point Feed

$$P = 0.32 \text{ bar} = 32 \text{ kPa}$$

$$T = 87.31 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360.5 \text{ K}$$

$$P^{\text{sat}} \text{ Gliserol} = 0.01 \text{ kPa}$$

$$P^{\text{sat}} \text{ Air} = 63.29 \text{ kPa}$$

$$P^{\text{sat}} \text{ 3-M-PD} = 0.107 \text{ kPa}$$

$$P^{\text{sat}} \text{ 2-M-PD} = 0.047 \text{ kPa}$$

$$Ki = \frac{P^{\text{sat}}}{P} \quad yi = Ki * z$$

No.	Komponen	Ki	yi
1	Gliserol	0.00032	0.0002
2	Air	1.97780	1.0069
3	3-M-PD	0.00334	0.0000
4	2-M-PD	0.00147	0.0000
<b>Total</b>		<b>1.01</b>	

#### B. Perhitungan Kondisi Operasi

1. Menghitung bubble point dan dew point dari stream

Menentukan bubble point

$$P = 0.1 \text{ bar} = 10 \text{ kPa}$$

$$\text{Trial T bubble} = 332.8 \text{ K} = 59.67 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Ki = \frac{Pa}{P}$$

No.	Komponen	zi	Pisat	Ki	zi*Ki
1	Gliserol	0.47858	0.000960391	0.00010	0.00005
2	Air	0.50909	19.6457157	1.96457	1.00014
3	3-M-PD	0.00977	0.009787506	0.00098	0.00001
4	2-M-PD	0.00257	0.004439034	0.00044	0.00000
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>			<b>1.00</b>

Menentukan dew point

$$\begin{array}{lcl} \text{Trial P dew} = & 0.1 \text{ bar} & = 10 \text{ kPa} \\ & T = 469.5 \text{ K} & = 196.3 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{array}$$

No.	Komponen	zi	Pisat	Ki	zi/Ki
1	Glicerol	0.47858	4.81933	0.48193	0.99304
2	Air	0.50909	1440.65523	144.06552	0.00353
3	3-M-PD	0.00977	44.00618	4.40062	0.00222
4	2-M-PD	0.00257	22.36656	2.23666	0.00115
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>			<b>1.00</b>

3. Menentukan suhu dan tekanan operasi flash diantara bubble point dan dew point.

Diambil kondisi operasi

$$\begin{array}{ll} T = 86.87 \text{ }^{\circ}\text{C} = & 360 \text{ K} \\ P = 0.1 \text{ bar} = & 10 \text{ kPa} \end{array}$$

4. Dengan trial vapor fraction (V/F) dan meng-goalseek f(V/F) menjadi 0 sehingga didapatkan nilai vapor fraction pada Flash Tank

Trial V/F = 0.41611

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{z_i \cdot (1 - K_i)}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)} = 0$$

Komponen	zi	Pisat	Ki	(zi*(1-Ki))/(1+(V/F)*(Ki-1))
Glicerol	0.47858	0.00993	0.00099	0.81825
Air	0.50909	62.23054	6.22305	-0.83791
3-M-PD	0.00977	0.10326	0.01033	0.01643
2-M-PD	0.00257	0.04546	0.00455	0.00437
<b>TOTAL</b>	<b>1.00</b>			<b>0.00</b>

didapatkan nilai V/F = 0.41611

Maka, L = 1-(V/F)

$$= 0.58389$$

$$F = 137.5014 \text{ kmol}$$

$$V = 57.2157 \text{ kmol}$$

$$L = 80.2857 \text{ kmol}$$

Menentukan fraksi liquid dan vapor masing-masing komponen

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}}$$

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1}$$

No.	Komponen	zi	Ki	y <sub>i</sub>	x <sub>i</sub>
1	Glicerol	0.47858	0.000993	0.00081	0.81906
2	Air	0.50909	6.223054	0.99833	0.16042
3	3-M-PD	0.00977	0.010326	0.00017	0.01660
4	2-M-PD	0.00257	0.004546	0.00002	0.00439
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>		<b>1.00</b>	<b>1.00</b>

**Tabel A.4** Menentukan Top Product dan Bottom Product

No.	Komponen	Top Product		Bottom Product	
		yi	kmol	xi	kmol
1	Gliserol	0.00081	0.04653	0.81906	65.75866
2	Air	0.99833	57.12020	0.16042	12.87980
3	3-M-PD	0.00017	0.00981	0.01660	1.33301
4	2-M-PD	0.00002	0.00114	0.00439	0.35223
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>	<b>57.21570</b>	<b>1.00</b>	<b>80.28569</b>

#### Energy Balance

Data Cp untuk gliserol fase liquid dapat diestimasi dari persamaan berikut :

$$Cp = (90.983 + 0.4335 T) * 0.2388/BM$$

(Righetti et al. 1998. Heat capacity of glycerol Thermochimia Acta)

Data Koefisien Perhitungan Cp Air

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Fase	A	B	C	D	E	Satuan
Liquid	276370	-2090.1	8.125	-0.014116	9.37E-06	J/kmol K
Gas	33.933	-0.008419	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12	J/mol K

Data Cp yang tidak diketahui dapat dihitung menggunakan kopp's rule, sebagai berikut:

Elemen	Gas	Liquid	BM
C	1.8	2.8	12
H	2.3	4.3	1
O	4	6.0	16

Persamaan untuk Cp dapat diestimasi sebagai berikut

$$Cp = \frac{\sum (\text{jumlah atom} \times \text{kapasitas panas per unsur})}{\sum (\text{jumlah atom} \times \text{berat molekul per unsur})}$$

$$Cp = \text{kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Komponen	Fase	Cp
2-M-PD	Liquid	0.681
	Gas	0.398
3-M-PD	Liquid	0.681
	Gas	0.398
Gliserol	Gas	0.389

Aliran dari Feed

$$T_{\text{trial feed}} = 87.31^\circ\text{C} = 360.5 \text{ K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta HF$ (kkal)
Gliserol	6,060.00	0.641	436,334
Air	1,260.00	1.006	142,286
3-M-PD	142.50	0.681	10,901
2-M-PD	37.50	0.681	2,869
<b>TOTAL</b>			<b>592388.6893</b>

Aliran di Distilat

$$T \text{ distilat} = 86.87 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25.00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.2 \text{ K}$$

Rumus perhitungan entalpi pada distilat

$$\Delta HV = \sum m_i (\lambda + C_p (T_i - T_{ref}))$$

Komponen	Massa (kg)	Cp	$\lambda$ (kkal/kg)	$\Delta HV$ (kkal)
Gliserol	4.28	0.3891	160.00	872.12
Air	1,028.16	0.45	540.15	607,304.31
3-M-PD	1.04	0.40	144.14	196.41
2-M-PD	0.12	0.40	128.82	20.99
<b>TOTAL</b>				<b>608,393.83</b>

Aliran di Bottom

$$T \text{ bottom} = 86.87 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25.00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.2 \text{ K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta HL$ (kkal)
Gliserol	6,055.72	0.6406	433,999
Air	231.84	1.23	31,967
3-M-PD	141.46	0.68	10,779
2-M-PD	37.38	0.68	2,848
<b>TOTAL</b>			<b>479,593</b>

Cek energy balance

$$HF - \frac{V}{F} HV - \left(1 - \frac{V}{F}\right) HL = 0$$

nilai error = 0.099935

**Tabel A.5** Neraca Massa Crude Glycerol Flash Separator Tank

Masuk			Keluar		
Arus <4>			Arus Atas <5>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0.8080	6060.000	Gliserol	0.0041	4.285
Air	0.1680	1260.000	Air	0.9947	1028.164
3-M-PD	0.0190	142.500	3-M-PD	0.0010	1.041
2-M-PD	0.0050	37.500	2-M-PD	0.0001	0.121
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>7500.000</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>1033.611</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <6>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Gliserol	0.9365	6055.715
			Air	0.0359	231.836
			3-M-PD	0.0219	141.459
<b>Total</b>			2-M-PD	0.0058	37.379
			<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>6466.389</b>
<b>Total</b>			<b>Total</b>		
			<b>7500.000</b>		

### A. 2. Crude Glycerol Distillation Column (D-120)

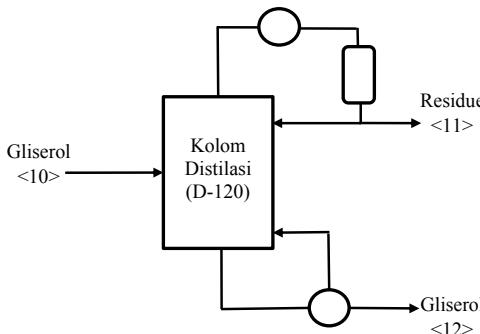
Fungsi : Meningkatkan kemurnian Gliserol

Kondisi : P = 0.25 bar

Tfeed = 112.8 °C

Tatas = 164.4 °C

Tbawah = 246.6 °C



**Tabel A.6** Aliran masuk Crude Glycerol Kolom Distilasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol (z)
Gliserol	92.09	6,055.715	65.759	0.819
2-M-PD	106.12	37.379	0.352	0.004
3-M-PD	106.12	141.459	1.333	0.017
Air	18.00	231.836	12.880	0.160
<b>TOTAL</b>		<b>6,466.389</b>	<b>80.324</b>	<b>1.00</b>

1. Menghitung  $P^{\text{sat}}$  menggunakan persamaan Antoine

**Tabel A.7** Parameter Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Air	65.93	-7228	0	-7.177	4.03E-06	2
3-M-PD	145.6	-16370	0	-17.4	8.44E-18	6
2-M-PD	155.4	-16650	0	-19.09	5.66E-17	6
Gliserol	169.2	-16890	0	-21.81	1.14E-05	2

Sumber : *Aspen Hysys*

Persamaan yang digunakan untuk menentukan *Saturation Pressure* ( $P^{\text{sat}}$ )

$$P^{\text{sat}} = \exp\left(A + \frac{B}{T + C} + D \ln T + E T^F\right)$$

T dalam K

$P^{\text{sat}}$  dalam kPa

#### a. Perhitungan Bubble Point Feed

$P = 0.25$  bar = 25.00 kPa

$$T = 112.8 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.79 \text{ K}$$

$$P_{\text{sat}}^{\text{Air}} = 156.5 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{sat}}^{\text{3-M-PD}} = 0.653 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{sat}}^{\text{2-M-PD}} = 0.284 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{sat}}^{\text{Gliserol}} = 0.063 \text{ kPa}$$

$$K_i = \frac{P_{\text{sat}}}{P} \quad yi = Ki * z$$

No.	Komponen	Ki	yi
1	Air	6.26060	1.00388
2	3-M-PD	0.02610	0.00043
3	2-M-PD (LK)	0.01137	0.00005
4	Gliserol (HK)	0.00251	0.00206
<b>Total</b>			<b>1.01</b>

Penentuan distribusi komponen distilat dan bottom dengan metode Hengstebeck

Nilai  $\alpha_{ir}$  diperoleh dengan persamaan :

$$\alpha_{ir} = \frac{K_i}{K_{HK}}$$

Membuat susunan komponen berdasarkan relative volatility sehingga diperoleh :

No.	Komponen	$\alpha_{ir}$	Log $\alpha_{ir}$
1	Air	2490.77681	3.39633
2	3-M-PD	10.38489	1.01640
3	2-M-PD (LK)	4.52194	0.65532
4	Gliserol (HK)	1.00000	0.00000

Distribusi feed dan produk distilasi serta bottom

1. Recovery 2-M-PD di bagian distilat (LK) = 99%

2. Recovery Gliserol di bagian bottom (HK) = 99%

Perhitungan

1. Produk 2-M-PD di distilat = 0.34871 kmol

2. Produk 2-M-PD di bottom = 0.003522 kmol

3. Produk Gliserol di distilat = 0.657587 kmol

4. Produk Gliserol di bottom = 65.10107 kmol

Komponen	F		D		B	
	kmol	xF	kmol	xD	kmol	xB
Air	12.880	0.160	12.880	0.846	0.000	0.000
3-M-PD	1.333	0.017	1.333	0.088	0.000	0.000
2-M-PD (LK)	0.352	0.004	0.349	0.023	0.004	0.000
Gliserol (HK)	65.759	0.819	0.658	0.043	65.101	1.000
<b>TOTAL</b>	<b>80.324</b>	<b>1.00</b>	<b>15.219</b>	<b>1.00</b>	<b>65.105</b>	<b>1.00</b>

**Komposisi Massa Distilat**

Gliserol	60.56
Air	231.84
3-M-PD	141.46
2-M-PD	37.01
<b>Total</b>	<b>470.86</b>

**Komposisi Massa Produk Bawah**

Gliserol	5,995.16
Air	0.00
3-M-PD	0.00
2-M-PD	0.37
<b>Total</b>	<b>5,995.53</b>

**DISTILAT**

Perhitungan Bubble Point

P= 0.2 bar = 20.00 kPa

T= 63.74 °C = 336.89 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Air	12.8798	0.8463	23.66640	1.18332	1.00143
3-M-PD	1.3330	0.0876	0.01437	0.00072	0.00006
2-M-PD (LK)	0.3487	0.0229	0.00648	0.00032	0.00001
Gliserol (HK)	0.6576	0.0432	0.00140	0.00007	0.00000
<b>TOTAL</b>	<b>15.22</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point (**top temperature**)

P= 0.2 bar = 20.00 kPa

T= 164.4 °C = 437.51 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Air	12.8798	0.8463	690.0174459	34.50087	0.02453
3-M-PD	1.3330	0.0876	11.37760	0.56888	0.15397
2-M-PD (LK)	0.3487	0.0229	5.21973	0.26099	0.08779
Gliserol (HK)	0.6576	0.0432	1.16220	0.05811	0.74355
<b>TOTAL</b>	<b>15.22</b>	<b>1.000</b>			<b>1.01</b>

**BOTTOM**Perhitungan Bubble Point (**bottom temperature**)

P= 0.3 bar = 30.00 kPa

T= 246.6 °C = 519.74 K

Komponen	B		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Air	0.0000	0.0000	3758.485051	125.28284	0.00000
3-M-PD	0.0000	0.0000	235.53052	7.85102	0.00000
2-M-PD (LK)	0.0035	0.0001	164.76266	5.49209	0.00030
Gliserol (HK)	65.1011	0.9999	29.96440	0.99881	0.99876
<b>TOTAL</b>	<b>65.10</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point

P= 0.3 bar = 30.00 kPa

T= 246.6 °C = 519.78 K

Komponen	B		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Air	0.0000	0.0000	3760.945333	125.36	0.00
3-M-PD	0.0000	0.0000	235.79183	7.86	0.00
2-M-PD (LK)	0.0035	0.0001	165.00057	5.50	0.00
Gliserol (HK)	65.1011	0.9999	30.00152	1.00	1.00
<b>TOTAL</b>	<b>65.10</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Jumlah Plate Minimum

1. Di bagian puncak : mol light key = 0.3487 Kgmol  
mol heavy key = 0.6576 Kgmol
2. Di bagian bawah : mol light key = 0.0035 Kgmol  
mol heavy key = 65.1011 Kgmol
3. Menghitung plate minimum dengan persamaan Fenske :

$$\begin{aligned} \alpha_{L, AV} &= \sqrt{\frac{\alpha_{LD}}{4.491} \times \frac{\alpha_{LW}}{5.499}} \\ &= \sqrt{4.969} \\ N_{min} &= \frac{\log \left[ \frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W} \right]}{\log(\alpha_{Lav})} \\ &= \frac{\log \left[ \frac{0.023}{0.043} * \frac{1.000}{0.000} \right]}{4.969} \\ &= \frac{\log \left( \frac{9801}{4.969} \right)}{\log \left( \frac{9801}{4.969} \right)} \\ &= \frac{3.991}{0.696} \\ &= 5.732 \text{ stages} \end{aligned}$$

4. Menentukan jumlah stage aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $Rm/(Rm+1)$ , didapatkan sumbu x yaitu nilai  $Nm/N$  :

$$Nm/N = 0.5$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 11.46 \text{ plate} = 12 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $Eo$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$Eo = 51 - 32.5 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian } \alpha_D = 4.491$$

$$\text{Bagian } \alpha_B = 5.499$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 4.969$$

$$\mu = 0.0201 \text{ cP} \quad (\text{Chopey})$$

$$Eo = 83.5 \%$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{Eo} = \frac{11.46406}{83.50\%} = 13.729 = 14$$

5. Penentuan lokasi Feed Plate, dengan metode Kirkbride :

$$\log(m/p) = 0.206 \log \left\{ (kgmolB/kgmolD) * (x_{HK}/x_{LK}) F \left[ (x_{LK})B/(x_{HK})D \right]^2 \right\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = -0.59788$$

$$m/p = 0.252416$$

$$m+p = 12$$

$$\text{sehingga } m = 2.42$$

$$p = 9.581$$

Jadi feed masuk pada antara plate 2 dan 3

#### Perhitungan Reflukus Minimum

Menghitung refluks minimum

$$\left( \frac{L}{D} \right)_m + 1 = \sum_1^n \frac{x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad 1 - q = \sum_1^n \frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$$

dimana :

$$q = 1.00 \quad (\text{asumsi saturated liquid})$$

$$\begin{aligned} \text{Dengan trial harga } \theta \text{ pada kondisi operasi : } P &= 0.300 \text{ bar} \\ T &= 113 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\theta = 8.6000 \text{ (trial)}$$

Komponen	xf	a	a-θ	a-θ/a	$\frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha}$	xd	$\frac{x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha}$
Gliserol	0.819	1.000	-7.600	-7.60	-0.108	0.043	-0.006
2-M-PD	0.004	4.522	-4.078	-0.9	-0.005	0.023	-0.025
3-M-PD	0.017	10.38489	1.784888	0.172	0.097	0.088	0.510
Air	0.16	2490.777	2482.177	0.997	0.161	0.846	0.849
<b>Total</b>	<b>1</b>				<b>0.1</b>	<b>1</b>	<b>1.328</b>

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } (L/D)_{\text{min}} &= 1.327738 - 1 = 0.327738 \\ (L/D)_{\text{operasi}} &= 1.5 \times 0.327738 = 0.49161 \end{aligned}$$

**Tabel A.8** Neraca Massa Crude Glycerol Distillation Column

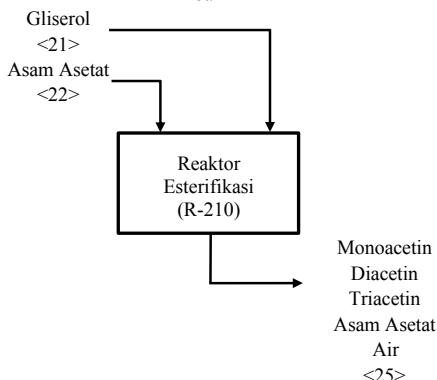
Masuk			Keluar		
Arus <10>			Arus Atas <11>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0.9365	6,055.715	Gliserol	0.1286	60.557
Air	0.0359	231.836	Air	0.4924	231.836
3-M-PD	0.0219	141.459	3-M-PD	0.3004	141.459
2-M-PD	0.0058	37.379	2-M-PD	0.0786	37.005
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>6,466.389</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>470.858</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <12>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Gliserol	0.9999	5,995.158			
2-M-PD	0.0001	0.374			
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>5,995.532</b>			
<b>Total</b>	<b>6,466.389</b>		<b>Total</b>		<b>6,466.389</b>

### A. 3. Esterification Reactor (R-210)

Fungsi : Pembentukan Triacetin

Kondisi : T = 105 °C

P = 1 bar



**Tabel A.9** Aliran Gliserol masuk Reaktor Esterifikasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol
Gliserol	92.09	5,995.158	65.101	0.9999
2-M-PD	106.12	0.374	0.004	0.0001
<b>TOTAL</b>		<b>5,995.53</b>	<b>65.10</b>	<b>1.00</b>

**Tabel A.10** Aliran Asam Asetat masuk Reaktor Esterifikasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol
Asam asetat	60.05	11,728.349	195.303	0.9988
Air	18.00	4.140	0.230	0.0012
<b>TOTAL</b>		<b>11,732.49</b>	<b>195.53</b>	<b>1.00</b>

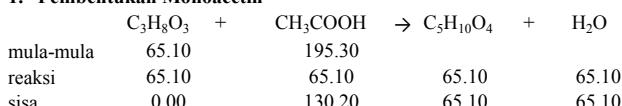
Data yang diketahui :

- Perbandingan Gliserol dan asam asetat 1:3
- Konversi reaksi antara gliserol dengan asam asetat yang dihasilkan adalah 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin

Menghitung feed yang masuk dan produk yang dihasilkan

Stoikiometri reaksi esterifikasi :

#### 1. Pembentukan Monoacetin



## 2. Pembentukan Diacetin

	$C_5H_{10}O_4$	+	$CH_3COOH$	$\rightarrow$	$C_7H_{12}O_5$	+	$H_2O$
mula-mula	65.10		130.20				
reaksi	63.80		63.80		63.80		63.80
sisa	1.30		66.40		63.80		63.80

## 3. Pembentukan Triacetin

	$C_7H_{12}O_5$	+	$CH_3COOH$	$\rightarrow$	$C_9H_{14}O_6$	+	$H_2O$
mula-mula	63.80		66.40				
reaksi	28.77		28.77		28.77		28.77
sisa	35.03		37.63		28.77		28.77

Tabel A.11 Massa Komponen Sesudah Bereaksi

Komponen	BM	Setelah Bereaksi	
		n (kmol)	massa (kg)
Asam asetat	60.05	37.63	2,259.66
Monoaceton	134.14	1.30	174.65
Diacetin	176.25	35.03	6,173.16
Triacetin	218.21	28.77	6,278.49
Air	18.00	157.67	2,838.12
<b>TOTAL</b>		<b>260.40</b>	<b>17,724.092</b>

Tabel A.12 Neraca Massa Esterification Reactor

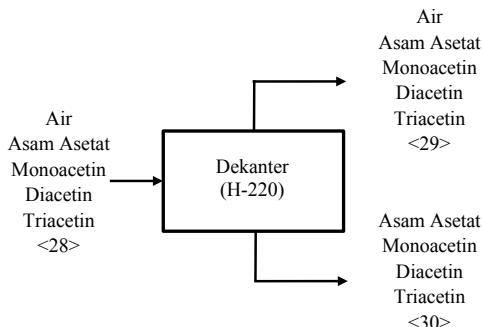
Masuk			Keluar		
Arus <21>			Arus Bawah <25>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0.9999	5,995.158	Asam Asetat	0.1275	2,259.665
2-M-PD	0.0001	0.374	Monoaceton	0.0099	174.653
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>5,995.532</b>	Diacetin	0.3482	6,173.157
Masuk			Triacetin	0.3541	6,278.494
Arus <23>			Air	0.1603	2,842.263
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	2-M-PD	0.0000	0.374
Asam asetat	0.9996	11,728.349	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>17,728.605</b>
Air	0.0004	4.140			
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>11,732.489</b>			
<b>Total</b>		<b>17,728.021</b>	<b>Total</b>		<b>17,728.605</b>

#### A. 4. Decanter (H-220)

Fungsi : Pemisahan berdasarkan massa jenis

Kondisi : T = 120 °C

P = 1 bar



Tabel A.13 Aliran masuk Dekanter

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol
Air	18.00	2,842.26	157.90	0.606
Asam Asetat	60.05	2,259.66	37.63	0.144
Monoacetin	134.14	174.65	1.30	0.005
Diacetin	176.25	6,173.16	35.03	0.134
Triacetin	218.21	6,278.49	28.77	0.110
2-M-PD	106.12	0.37	0.00	0.000
<b>TOTAL</b>		<b>17,728.61</b>	<b>260.64</b>	<b>1.00</b>

Tabel A.14 Sifat Fisik Senyawa

Komponen	$\mu$ (cP)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	T <sub>b</sub> (°C) pada P=1 atm
Air	0.911	1,000.00	100.00
Asam Asetat	1.132	1,050.00	118.00
2-M-PD	1.939	1,015.00	211.00
Monoacetin	14.900	1,210.00	240.00
Diacetin	16.400	1,182.00	250.00
Triacetin	16.500	1,161.00	259.54

Tabel A.15 Kelarutan Senyawa dalam H<sub>2</sub>O

Komponen	Kelarutan (mg/L)
Air	-
Asam Asetat	0.00004759
2-M-PD	0.00006110
Monoacetin	0.00000100
Diacetin	0.00006577
Triacetin	0.00021520

Sumber : thegoodscentscompany.com

Perhitungan pemisahan campuran tiap komponen berikut ini :

1. Asam asetat

$$\begin{aligned}
 \text{Klarutan (g/g air)} &= \frac{0.00004759 \text{ gram asam asetat}}{1 \text{ L air}} \times 1 \text{ L/g air} \\
 &= 0.00004759 \text{ g/g air} \\
 \text{Air masuk} &= 2,842.263 \text{ kg} \\
 \text{Asam asetat masuk} &= 2,259.665 \text{ kg} \\
 \text{Asam asetat produk atas} &= \frac{0.00004759 \text{ gram asam asetat}}{1 \text{ gram air}} \times \text{air masuk} \\
 &= \frac{0.00004759 \text{ gram asam asetat}}{1 \text{ gram air}} \times 2,842.26 \text{ kg} \\
 &= 0.1352633 \text{ kg} \\
 \text{Asam asetat produk bawah} &= \text{asam asetat masuk} - \text{asam asetat produk bawah} \\
 &= 2,259.66 \text{ kg} - 0.1352633 \text{ kg} \\
 &= 2,259.530 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2. 2-M-PD

$$\begin{aligned}
 \text{Klarutan (g/g air)} &= \frac{0.0000611 \text{ gram 2-M-PD}}{1 \text{ L air}} \times 1 \text{ L/g air} \\
 &= 0.00006110 \text{ g/g air} \\
 \text{Air masuk} &= 2,842.263 \text{ kg} \\
 \text{2-M-PD masuk} &= 0.37378906 \text{ kg} \\
 \text{2-M-PD produk atas} &= \frac{0.0000611 \text{ gram 2-M-PD}}{1 \text{ gram air}} \times \text{air masuk} \\
 &= \frac{0.0000611 \text{ gram 2-M-PD}}{1 \text{ gram air}} \times 2,842.26 \text{ kg} \\
 &= 0.1736623 \text{ kg} \\
 \text{2-M-PD produk bawah} &= \text{2-M-PD masuk} - \text{2-M-PD produk bawah} \\
 &= 0.37 \text{ kg} - 0.1736623 \text{ kg} \\
 &= 0.200 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3. Monoaceton

$$\begin{aligned}
 \text{Klarutan (g/g air)} &= \frac{0.000001 \text{ gram monoaceton}}{1 \text{ L air}} \times 1 \text{ L/g air} \\
 &= 0.00000100 \text{ g/g air} \\
 \text{Air masuk} &= 2,842.263 \text{ kg} \\
 \text{Monoaceton masuk} &= 174.653 \text{ kg} \\
 \text{monoaceton produk atas} &= \frac{0.000001 \text{ gram monoaceton}}{1 \text{ gram air}} \times \text{air masuk} \\
 &= \frac{0.000001 \text{ gram monoaceton}}{1 \text{ gram air}} \times 2,842.26 \text{ kg} \\
 &= 0.0028423 \text{ kg} \\
 \text{monoaceton produk bawah} &= \text{monoaceton masuk} - \text{monoaceton produk bawah} \\
 &= 174.65 \text{ kg} - 0.0028423 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$= 174.650 \text{ kg}$$

4. Diacetin

$$\begin{aligned}\text{Klarutan (g/g air)} &= \frac{0.00006577 \text{ gram diacetin}}{1 \text{ L air}} \times 1 \text{ L/g air} \\&= 0.00006577 \text{ g/g air} \\ \text{Air masuk} &= 2,842.263 \text{ kg} \\ \text{Diacetin masuk} &= 6,173.157 \text{ kg} \\ \text{diacetin produk atas} &= \frac{0.00006577 \text{ gram diacetin}}{1 \text{ gram air}} \times \text{air masuk} \\&= \frac{0.00006577 \text{ gram diacetin}}{1 \text{ gram air}} \times 2,842.26 \text{ kg} \\&= 0.1869356 \text{ kg} \\ \text{diacetin produk} &= \text{diacetin masuk} - \text{diacetin produk atas} \\ \text{bawah} &= 6,173.16 \text{ kg} - 0.1869356 \text{ kg} \\&= 6,172.970 \text{ kg}\end{aligned}$$

5. Triacetin

$$\begin{aligned}\text{Klarutan (g/g air)} &= \frac{0.0002152 \text{ gram triacetin}}{1 \text{ L air}} \times 1 \text{ L/g air} \\&= 0.00021520 \text{ g/g air} \\ \text{Air masuk} &= 2,842.263 \text{ kg} \\ \text{Triacetin masuk} &= 6,278.494 \text{ kg} \\ \text{triacetin produk atas} &= \frac{0.0002152 \text{ gram triacetin}}{1 \text{ gram air}} \times \text{air masuk} \\&= \frac{0.0002152 \text{ gram triacetin}}{1 \text{ gram air}} \times 2,842.26 \text{ kg} \\&= 0.6116550 \text{ kg} \\ \text{triacetin produk} &= \text{triacetin masuk} - \text{triacetin produk atas} \\ \text{bawah} &= 6,278.49 \text{ kg} - 0.6116550 \text{ kg} \\&= 6,277.882 \text{ kg}\end{aligned}$$

**Tabel A.16** Neraca Massa Decanter

Masuk			Keluar		
Arus <28>			Arus Atas <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Air	0.1603	2,842.263	Air	0.9996	2,842.263
Asam Asetat	0.1275	2,259.665	Asam Asetat	0.0000	0.135
Monoacetin	0.0099	174.653	Monoacetin	0.0000	0.003
Diacetin	0.3482	6,173.157	Diacetin	0.0001	0.187
Triacetin	0.3541	6,278.494	Triacetin	0.0002	0.612
2-M-PD	0.0000	0.374	2-M-PD	0.0001	0.174
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>17,728.605</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>2,843.373</b>
Arus Bawah <30>			<b>Keluar</b>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Asam Asetat	0.1518	2,259.530			
Monoacetin	0.0117	174.650			
Diacetin	0.4147	6,172.970			
Triacetin	0.4218	6,277.882			
2-M-PD	0.0000	0.200			
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>14,885.232</b>			
<b>Total</b>	<b>17,728.605</b>		<b>Total</b>	<b>17,728.605</b>	

### A. 5. Crude Triacetin Distillation Column (D-310)

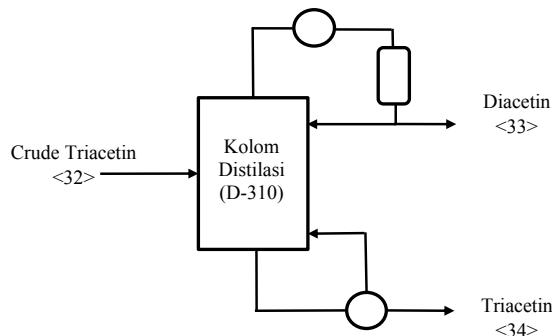
Fungsi : Meningkatkan kemurnian Triacetin

Kondisi : P = 0.322 bar

Tfeed = 112.5 °C

Tatas = 173.6 °C

Tbawah = 231.4 °C



**Tabel A.17** Aliran masuk Kolom Distilasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol (z)
Asam Asetat	60.05	2,259.530	37.627	0.366
Monoaceton	134.14	174.650	1.302	0.013
Diacetin	176.25	6,172.970	35.024	0.341
Triacetin	218.21	6,277.882	28.771	0.280
2-M-PD	106.12	0.200	0.002	0.000
<b>TOTAL</b>		<b>14,885.23</b>	<b>102.73</b>	<b>1.00</b>

1. Menghitung  $P^{\text{sat}}$  menggunakan persamaan Antoine

**Tabel A.18** Parameter Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Asam Asetat	61.34	-6769	0	-6.727	4.84E-06	2
Monoaceton	80.59	-10980	0	-8.739	2.43E-18	6
Diacetin	84.2	-11870	0	-9.053	1.81E-18	6
Triacetin	102.8	-13110	0	-11.74	4.07E-18	6
2-M-PD	155.4	-16650	0	-19.09	5.66E-17	6

Sumber : Aspen Hysys

Persamaan yang digunakan untuk menentukan *Saturation Pressure* ( $P^{\text{sat}}$ )

$$P_i^{\text{sat}} = \exp \left( A + \frac{B}{T + C} + D \ln T + E T^F \right)$$

T dalam K

$P^{\text{sat}}$  dalam kPa

### a. Perhitungan Bubble Point Feed

$$P = 0.322 \text{ bar} = 32.21 \text{ kPa}$$

$$T = 112.5^\circ\text{C} = 385.48 \text{ K}$$

$$P_i^{\text{sat}} \text{ Asam Asetat} = 85.1 \text{ kPa}$$

$$P_i^{\text{sat}} \text{ Monoacetin} = 1.081 \text{ kPa}$$

$$P_i^{\text{sat}} \text{ Diacetin} = 0.611 \text{ kPa}$$

$$P_i^{\text{sat}} \text{ Triacetin} = 0.332 \text{ kPa}$$

$$P_i^{\text{sat}} \text{ 2-M-PD} = 0.278 \text{ kPa}$$

$$K_i = \frac{P_{\text{sat}}}{P} \quad y_i = K_i * z$$

No.	Komponen	Ki	yi
1	Asam Asetat	2.6418175	0.9676717
2	Monoacetin	0.0335515	0.0093968
3	Diacetin (LK)	0.0189634	0.0189634
4	Triacetin (HK)	0.0103137	0.0000000
5	2-M-PD	0.0086451	0.0000000
<b>Total</b>			<b>1.0</b>

Penentuan distribusi komponen distilat dan bottom dengan metode Hengstebeck

Nilai air diperoleh dengan persamaan :

$$\alpha_{ir} = \frac{K_i}{K_H}$$

Membuat susunan komponen berdasarkan relative volatility sehingga diperoleh :

No.	Komponen	$\alpha_{ir}$	Log $\alpha_{ir}$
1	Asam Asetat	256.1476375	2.4084904
2	Monoacetin	3.2531165	0.5122996
3	Diacetin (LK)	1.8386716	0.2645042
4	Triacetin (HK)	1.0000000	0.0000000
5	2-M-PD	0.8382158	-0.0766442

Distribusi feed dan produk distilasi serta bottom

$$1. \text{ Recovery Diacetin di bagian distilat (LK)} = 99\%$$

$$2. \text{ Recovery Triacetin di bagian bottom (HK)} = 99\%$$

Perhitungan

$$1. \text{ Produk Diacetin di distilat} = 34.6737 \text{ kmol}$$

$$2. \text{ Produk Diacetin di bottom} = 0.350239 \text{ kmol}$$

$$3. \text{ Produk Triacetin di distilat} = 0.287706 \text{ kmol}$$

$$4. \text{ Produk Triacetin di bottom} = 28.48286 \text{ kmol}$$

Komponen	F		D		B	
	kmol	xF	kmol	xD	kmol	xB
Asam Asetat	37.627	0.366	37.627	0.509	0.000	0.000
Monoacetin	1.302	0.013	1.302	0.018	0.000	0.000
Diacetin (LK)	35.024	0.341	34.674	0.469	0.350	0.012
Triacetin (HK)	28.771	0.280	0.288	0.004	28.483	0.988
2-M-PD	0.002	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000
<b>TOTAL</b>	<b>102.73</b>	<b>1.00</b>	<b>73.89</b>	<b>1.00</b>	<b>28.83</b>	<b>1.00</b>

#### Komposisi Massa Distilat

Asam Asetat 2,259.53

Monoacetin 174.65

Diacetin 6,111.24

Triacetin 62.78

2-M-PD 0.00

**Total 8,608.20**

#### Komposisi Massa Produk Bawah

Asam Asetat 0.00

Monoacetin 0.00

Diacetin 61.73

Triacetin 6,215.10

2-M-PD 0.20

**Total 6,277.03**

#### DISTILAT

Perhitungan Bubble Point

P= 0.22 bar = 22.00 kPa

T= 92.11 °C = 365.26 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	37.6275	0.5092	42.97728659	1.953513	0.994788
Monoacetin	1.3020	0.0176	0.356823418	0.016219	0.000286
Diacetin (LK)	34.6737	0.4693	0.180609375	0.008210	0.003852
Triacetin (HK)	0.2877	0.0039	0.094815939	0.004310	0.000017
2-M-PD	0.0000	0.0000	0.06772652	0.003078	0.000000
<b>TOTAL</b>	<b>73.89</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point (**top temperature**)

P= 0.22 bar = 22.00 kPa

T= 173.6 °C = 446.78 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	37.6275	0.5092	449.1693964	20.416791	0.024942
Monoacetin	1.3020	0.0176	14.99016681	0.681371	0.025860
Diacetin (LK)	34.6737	0.4693	11.07099444	0.503227	0.932493
Triacetin (HK)	0.2877	0.0039	6.364211125	0.289282	0.013460
2-M-PD	0.0000	0.0000	8.125137784	0.369324	0.000000
<b>TOTAL</b>	<b>73.89</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

#### BOTTOM

Perhitungan Bubble Point (**bottom temperature**)

P= 0.45 bar = 45.59 kPa

$$T = 231.1 \text{ } ^\circ\text{C} = 504.25 \text{ K}$$

Komponen	B		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	0.0000	0.0000	1458.100122	31.986402	0.000000
Monoacetin	0.0000	0.0000	87.49653448	1.919415	0.000000
Diacetin (LK)	0.3502	0.0121	77.65519847	1.703525	0.020692
Triacetin (HK)	28.4829	0.9878	45.10770685	0.989530	0.977446
2-M-PD	0.0019	0.0001	91.17405436	2.000089	0.000131
<b>TOTAL</b>	<b>28.83</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point

$$P = 0.45 \text{ bar} = 45.59 \text{ kPa}$$

$$T = 231.4 \text{ } ^\circ\text{C} = 504.53 \text{ K}$$

Komponen	B		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	0.0000	0.0000	1465.602701	32.150986	0.000000
Monoacetin	0.0000	0.0000	88.14969482	1.933743	0.000000
Diacetin (LK)	0.3502	0.0121	78.29580968	1.717578	0.007072
Triacetin (HK)	28.4829	0.9878	45.47970231	0.997690	0.990075
2-M-PD	0.0019	0.0001	92.17661954	2.022082	0.000032
<b>TOTAL</b>	<b>28.83</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Jumlah Plate Minimum

$$1. \text{ Di bagian puncak : mol light key} = 34.6737 \text{ Kgmol}$$

$$\text{mol heavy key} = 0.2877 \text{ Kgmol}$$

$$2. \text{ Di bagian bawah : mol light key} = 0.3502 \text{ Kgmol}$$

$$\text{mol heavy key} = 28.4829 \text{ Kgmol}$$

3. Menghitung plate minimum dengan persamaan Fenske :

$$\alpha_{L, AV} = \sqrt{\frac{\alpha_{LD}}{1.740} \times \frac{\alpha_{LW}}{1.722}} \\ = \sqrt{\frac{1.731}{1.731}}$$

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W} \right]}{\log (\alpha_{L,av})} \\ = \frac{\log \left[ \frac{0.469}{0.004} * \frac{0.988}{0.012} \right]}{1.731} \\ = \frac{\log \left( \frac{9801}{1.731} \right)}{\log \left( \frac{0.988}{0.012} \right)} \\ = \frac{3.991}{0.238} \\ = 16.757 \text{ stages}$$

4. Menentukan jumlah stage aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox  
(Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $Rm/(Rm+1)$ , didapatkan sumbu x yaitu nilai  $Nm/N$  :

$$Nm/N = 0.65$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 25.8 \text{ plate} = 26 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $E_o$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 33 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian } \alpha_D = 1.740$$

$$\text{Bagian } \alpha_B = 1.722$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 1.731$$

$$\mu = 0.0578 \text{ cP}$$

$$E_o = 83.5 \% \text{}$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{25.78047}{83.50\%} = 30.875 = 31$$

5. Penentuan lokasi Feed Plate, dengan metode Kirkbride :

$$\log(m/p) = 0.206 \log \left\{ \left( \frac{kgmolB}{kgmolD} \right) \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right) F \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right) B / \left( x_{HK} D \right) \right]^2 \right\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = 0.101782$$

$$m/p = 1.264102$$

$$m+p = 26$$

$$\text{sehingga } m = 14.52$$

$$p = 11.48$$

Jadi feed masuk pada antara plate 14 dan 15

#### Perhitungan Refluks Minimum

Menghitung refluks minimum

$$\left( \frac{L}{D} \right)_m + 1 = \sum_1^n \frac{x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad 1 - q = \sum_1^n \frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$$

dimana :

$$q = 1 \quad (\text{asumsi saturated liquid})$$

Dengan trial harga  $\theta$  pada kondisi operasi : P = 0.322141 bar

$$T = 112.48 ^\circ C$$

$$\theta = 1.2 \quad (\text{trial})$$

Komponen	xf	$\alpha$	$\alpha-\theta$	$\alpha-\theta/\alpha$	$\frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha}$	xd	$\frac{x_{ID}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha}$
Asam Asetat	0.366	256.1476	254.9476	0.995	0.368014189	0.509	0.511627112
Monoacetin	0.013	3.253116	2.053116	0.631	0.0200082477	0.018	0.027919412
Diacetin	0.341	1.838672	0.638672	0.347	0.981548485	0.469	1.350939619
Triacetin	0.28	1	-0.2	-0.2	-1.4003566	0.004	-0.01946828
2-M-PD	2E-05	0.838216	-0.36178	-0.43	-4.2534E-05	0	0
<b>Total</b>	<b>1</b>				<b>0.0</b>	<b>1</b>	<b>1.871</b>

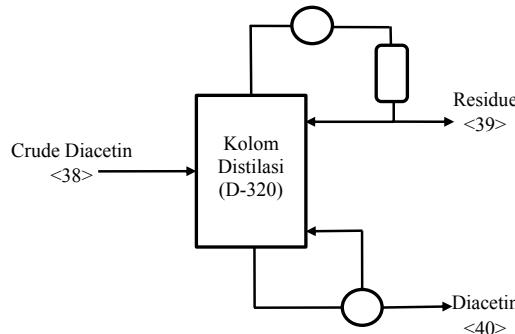
Sehingga : (L/D) min = 1.871018 - 1 = 0.871018  
(L/D) operasi = 1.5 x 0.871018 = 1.306527

Tabel A.19 Neraca Massa Crude Triacetin Distillation Column

Masuk			Keluar		
Arus <32>			Arus Atas <33>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Asam Asetat	0.15180	2,259.530	Asam Asetat	0.26249	2,259.530
Monoacetin	0.01173	174.650	Monoacetin	0.02029	174.650
Diacetin	0.41470	6,172.970	Diacetin	0.70993	6,111.240
Triacetin	0.42175	6,277.882	Triacetin	0.00729	62.779
2-M-PD	0.00001	0.200	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>8,608.199</b>
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>14,885.232</b>	Keluar		
			Arus Bawah <34>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Diacetin	0.00983	61.730
			Triacetin	0.99017	6,215.103
			2-M-PD	0.00003	0.200
			<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>6,277.033</b>
<b>Total</b>	<b>14,885.232</b>		<b>Total</b>		<b>14,885.232</b>

#### A. 6. Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian Diacetin  
 Kondisi : P = 1.100 bar  
 Tfeed = 143.9 °C  
 Tatasi = 183.6 °C  
 Tbawah = 246.9 °C



Tabel A.20 Aliran masuk Kolom Distilasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol (z)
Asam Asetat	60.05	2,259.530	37.627	0.509
Monoaceton	134.14	174.650	1.302	0.018
Diacetin	176.25	6,111.240	34.674	0.469
Triacetin	218.21	62.779	0.288	0.004
<b>TOTAL</b>		<b>8,608.20</b>	<b>73.89</b>	<b>1.00</b>

1. Menghitung  $P_{sat}$  menggunakan persamaan Antoine

Tabel A.21 Parameter Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Asam Asetat	61.34	-6769	0	-6.727	4.84E-06	2
Monoaceton	80.59	-10980	0	-8.739	2.43E-18	6
Diacetin	84.2	-11870	0	-9.053	1.81E-18	6
Triacetin	102.8	-13110	0	-11.74	4.07E-18	6

Sumber : Aspen Hysys

Persamaan yang digunakan untuk menentukan *Saturation Pressure* ( $P_{sat}$ )

$$P_{i,sat} = \exp \left( A + \frac{B}{T+C} + D \ln T + E T^F \right)$$

T dalam K

$P_{i,sat}$  dalam kPa

#### a. Perhitungan Bubble Point Feed

$$P = 1.100 \text{ bar} = 110.00 \text{ kPa}$$

$$T = 143.9 \text{ } ^\circ\text{C} = 416.86 \text{ K}$$

$$P_{i\text{sat}}^{\text{Asam Asetat}} = 213 \text{ kPa}$$

$$P_{i\text{sat}}^{\text{Monoaceton}} = 4.678 \text{ kPa}$$

$$P_{i\text{sat}}^{\text{Diacetin}} = 3.066 \text{ kPa}$$

$$P_{i\text{sat}}^{\text{Triacetin}} = 1.729 \text{ kPa}$$

$$K_i = \frac{P_{i\text{sat}}}{P} \quad yi = Ki * z$$

No.	Komponen	Ki	yi
1	Asam Asetat	1.9363693	0.9860578
2	Monoaceton (LK)	0.0425296	0.0007494
3	Diacetin (HK)	0.0278726	0.0130794
4	Triacetin	0.0157198	0.0000612
<b>Total</b>			<b>1.00</b>

Penentuan distribusi komponen distilat dan bottom dengan metode Hengstebeck

Nilai  $\alpha_{ir}$  diperoleh dengan persamaan :

$$\alpha_{ir} = \frac{K_i}{K_{HK}}$$

Membuat susunan komponen berdasarkan relative volatility sehingga diperoleh :

No.	Komponen	$\alpha_{ir}$	Log $\alpha_{ir}$
1	Asam Asetat	69.4722471	1.8418113
2	Monoaceton (LK)	1.5258590	0.1835144
3	Diacetin (HK)	1.0000000	0.0000000
4	Triacetin	0.5639885	-0.2487297

Distribusi feed dan produk distilasi serta bottom

$$1. \text{ Recovery Monoaceton di bagian distilat (LK)} = 85\%$$

$$2. \text{ Recovery Diacetin di bagian bottom (HK)} = 85\%$$

Perhitungan

$$1. \text{ Produk Monoaceton di distilat} = 1.1067 \text{ kmol}$$

$$2. \text{ Produk Monoaceton di bottom} = 0.1953 \text{ kmol}$$

$$3. \text{ Produk Diacetin di distilat} = 5.201055 \text{ kmol}$$

$$4. \text{ Produk Diacetin di bottom} = 29.47265 \text{ kmol}$$

Komponen	F		D		B	
	kmol	xF	kmol	xD	kmol	xB
Asam Asetat	37.627	0.509	37.627	0.856	0.000	0.000
Monoaceton (LK)	1.302	0.018	1.107	0.025	0.195	0.007
Diacetin (HK)	34.674	0.469	5.201	0.118	29.473	0.984
Triacetin	0.288	0.004	0.000	0.000	0.288	0.010
<b>TOTAL</b>	<b>73.89</b>	<b>1.00</b>	<b>43.94</b>	<b>1.00</b>	<b>29.96</b>	<b>1.00</b>

#### Komposisi Massa Distilat

Asam Asetat 2,259.53

#### Komposisi Massa Produk Bawah

Asam Asetat 0.00

Monoaceton	148.45		Monoaceton	26.20
Diacetin	916.69		Diacetin	5,194.55
Triacetin	0.00		Triacetin	62.78
<b>Total</b>	<b>3,324.67</b>		<b>Total</b>	<b>5,283.53</b>

### DISTILAT

Perhitungan Bubble Point

P= 1.000 bar = 100.00 kPa

T= 122.5 °C = 395.65 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	37.6275	0.8564	116.567499	1.165675	0.998320
Monoaceton (LK)	1.1067	0.0252	1.792425149	0.017924	0.000452
Diacetin (HK)	5.2011	0.1184	1.065891985	0.010659	0.001262
Triacetin	0.0000	0.0000	0.587862592	0.005879	0.000000
<b>TOTAL</b>	<b>43.94</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point (**top temperature**)

P= 1.000 bar = 100.00 kPa

T= 183.6 °C = 456.76 K

Komponen	D		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	37.6275	0.8564	563.2184811	5.632185	0.152060
Monoaceton (LK)	1.1067	0.0252	21.20661932	0.212066	0.118781
Diacetin (HK)	5.2011	0.1184	16.23482533	0.162348	0.729174
Triacetin	0.0000	0.0000	9.368564447	0.093686	0.000000
<b>TOTAL</b>	<b>43.94</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

### BOTTOM

Perhitungan Bubble Point (**bottom temperature**)

P= 1.200 bar = 120.00 kPa

T= 246.8 °C = 519.93 K

Komponen	B		Pi	Ki	yi*Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	0.0000	0.0000	1922.716764	16.022640	0.000000
Monoaceton (LK)	0.1953	0.0065	130.1550829	1.084626	0.007071
Diacetin (HK)	29.4726	0.9839	120.415149	1.003460	0.987280
Triacetin	0.2877	0.0096	69.90355897	0.582530	0.005595
<b>TOTAL</b>	<b>29.96</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Dew Point

P= 1.200 bar = 120.00 kPa

T= 246.9 °C = 520.03 K

Komponen	B		Pi	Ki	yi/Ki
	kmol	y			
Asam Asetat	0.0000	0.0000	1926.247207	16.052060	0.000000
Monoacetin (LK)	0.1953	0.0065	130.4949473	1.087458	0.005995
Diacetin (HK)	29.4726	0.9839	120.7624838	1.006354	0.977664
Triacetin	0.2877	0.0096	70.10471154	0.584206	0.016440
<b>TOTAL</b>	<b>29.96</b>	<b>1.000</b>			<b>1.00</b>

Perhitungan Jumlah Plate Minimum

1. Di bagian puncak : mol light key = 1.1067 Kgmol  
mol heavy key = 5.2011 Kgmol
2. Di bagian bawah : mol light key = 0.1953 Kgmol  
mol heavy key = 29.4726 Kgmol
3. Menghitung plate minimum dengan persamaan Fenske :

$$\begin{aligned} \alpha_{L, AV} &= \sqrt{\frac{\alpha_{LD}}{1.306} \times \frac{\alpha_{LW}}{1.081}} \\ &= \sqrt{1.188} \\ N_{min} &= \log \left[ \frac{\frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W}}{1.188} \right] \\ &= \log \left[ \frac{0.025}{0.118} * \frac{0.984}{0.007} \right] \\ &= \frac{1.188}{\log(1.188)} \\ &= \frac{\log(32)}{\log(1.188)} \\ &= \frac{1.507}{0.075} \\ &= 20.115 \text{ stages} \end{aligned}$$

4. Menentukan jumlah stage aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $Rm/(Rm+1)$ , didapatkan sumbu x yaitu nilai  $Nm/N$  :

$$Nm/N = 0.57$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 35.29 \text{ plate} = 36 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $Eo$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$Eo = 51 - 33 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian } \alpha_D = 1.306$$

$$\text{Bagian } \alpha_B = 1.081$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 1.188$$

$$\mu = 0.0842 \text{ cP}$$

$$Eo = 83.5 \%$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{Eo} = \frac{35.28955}{83.50\%} = 42.263 = 43$$

5. Penentuan lokasi Feed Plate, dengan metode Kirkbride :

$$\log(m/p) = 0,206 \log \left\{ \left( \frac{kgmolB}{kgmolD} \right) \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right) F \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right) B / \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right) D \right]^2 \right\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = -0.25937$$

$$m/p = 0.550345$$

$$m+p = 36$$

$$\text{sehingga } m = 12.78$$

$$p = 23.22$$

Jadi feed masuk pada antara plate 12 dan 13

#### Perhitungan Refluks Minimum

Menghitung refluks minimum

$$\left( \frac{L}{D} \right)_m + 1 = \sum_1^n \frac{x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$$

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$$

dimana :

$$q = 1.0000 \quad (\text{asumsi saturated liquid})$$

Dengan trial harga  $\theta$  pada kondisi opera : P = 1.100 bar

$$T = 143.863 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta = 1.4792 \text{ (trial)}$$

Komponen	xf	$\alpha$	$\alpha - \theta$	$\alpha - \theta / \alpha$	$\frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta) / \alpha}$	xd	$\frac{x_{iD}}{(\alpha_i - \theta) / \alpha}$
Asam Asetat	0.509	69.472	68.0	0.979	0.520	0.856	0.875
Monoaceton	0.018	1.526	0.0	0.031	0.577	0.025	0.824
Diacetin	0.469	1.000	-0.5	-0.479	-0.979	0.118	-0.247
Triacetin	0.004	0.564	-0.9	-1.623	-0.002	0.000	0.000
<b>Total</b>	<b>1</b>				<b>0.1</b>	<b>1</b>	<b>1.452</b>

$$\text{Sehingga : } (L/D)_{\text{min}} = 1.452323 - 1 = 0.452323$$

$$(L/D)_{\text{operasi}} = 1.5 \times 0.452323 = 0.678485$$

**Tabel A.22** Neraca Massa Diacetin Distillation Column

Masuk			Keluar		
Arus <38>			Arus Atas <39>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Asam Asetat	0.2625	2,259.530	Asam Asetat	0.6796	2,259.530
Monoacetin	0.0203	174.650	Monoacetin	0.0447	148.453
Diacetin	0.7099	6,111.240	Diacetin	0.2757	916.686
Triacetin	0.0073	62.779	Jumlah	1.0000	3,324.668
Jumlah	1.0000	8,608.199	Arus Bawah <40>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Monoacetin	0.0050	26.198
			Diacetin	0.9832	5,194.554
			Triacetin	0.0119	62.779
			Jumlah	1.0000	5,283.530
Total	8,608.199		Total	8,608.199	

## APPENDIKS B

### NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi	=	46,000.00	ton/tahun
	=	139,393.94	kg/hari
	=	5,808.08	kg/jam
1 tahun	=	330	hari
1 hari	=	24	jam
Gliserol	=	59,400.00	ton/tahun
	=	180,000.00	kg/hari
	=	7,500.00	kg/jam
Basis	=	1	jam operasi
satuan	=		kg

#### A. Penentuan Kapasitas Komponen

Perhitungan panas yang masuk dan keluar dari sistem dapat dihitung dengan menggunakan rumus  $\Delta H = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

di mana m adalah massa komponen,  $C_p$  adalah kapasitas panas komponen pada fase liquid atau gas dan  $\Delta T$  adalah perbedaan suhu komponen dengan suhu referensi. Nilai kapasitas panas komponen dapat diperoleh melalui cara berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Berikut tabel nilai properti kapasitas panas komponen yang

**Tabel 1.** Properti kapasitas panas komponen

Komponen n	Properti Gas (J/mol K)*					Properti Liquid (J/Kmol K)**				
	A	B	C	D	E	A	B	C	D	E
Gliserol	9.656	0.4283	-0	0	3E-11	132.15	0.8601	-0	0	-
Air	33.933	-0.008	0	-0	4E-12	276370	-2090	8.13	-0	9E-06

\*Yaws, Carl L. 1996. Handbook of Thermodynamic Diagrams, Volume 1. Gulf Publishing Company.Texas

\*\*Poling, Bruce E ETC. 2008. Perry's Chemical Engineers' Hand Book 8th Edition.The McGraw-Hill

Senyawa yang tidak memiliki data kapasitas panas standar ataupun data fungsi kapasitas panas, maka nilai kapasitas panas tersebut ditentukan melalui metode Kopp's Rule. Kapasitas panas suatu senyawa ditentukan oleh kapasitas panas setiap atom penyusun senyawa tersebut. Data kapasitas panas setiap atom dapat dilihat pada Tabel berikut :

**Tabel 2.** Properti kapasitas panas unsur kimia

Unsur	Gas	Liquid	Berat Molekul
C	1.8	2.8	12.0107
H	2.3	4.3	1.008
O	4	6	15.9994

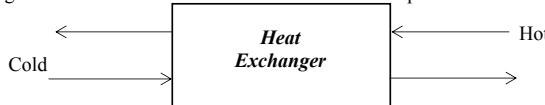
Persamaan untuk Cp dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$Cp = \frac{\sum (Jumlah\ atom \times Kapasitas\ panas\ per\ unsur)}{\sum (Jumlah\ atom \times Berat\ molekul\ per\ unsur)} \text{ kkal/kg K}$$

Komponen	Fase	Cp
<b>2-M-PD</b>	Liquid	0.680
	Gas	0.398
<b>3-M-PD</b>	Liquid	0.680
	Gas	0.398
<b>Monoacetin</b>	Liquid	0.604
	Gas	0.358
<b>Diacetin</b>	Liquid	0.574
	Gas	0.342
<b>Triacetin</b>	Liquid	0.556
	Gas	0.332

## B. 1. Heat Exchanger Network

Fungsi : Alat untuk menaikkan dan menurunkan suhu produk



Gambar B.1 Blok Diagram pada *Heat Exchanger*

nnn

<2> Aliran dari *Crude Glycerol Storage Tank* (F-111)

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Gliserol	6060.000	0.679	20583.704
Air	1260.000	1.000	6300.027
3-M-PD	142.500	0.681	485.213
2-M-PD	37.500	0.681	127.688
Total $\Delta H$			27496.631

<37> Aliran menuju *Triacetin Storage Tank* (F-3111)

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

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Diacetin	61.730	0.575	177.473
Triacetin	6215.103	0.557	17309.063
2-M-PD	0.200	0.681	0.681
Total $\Delta H$			17487.217

<43> Aliran menuju *Diacetin Storage Tank* (F-327)

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

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Monoacetin	26.198	0.604	79.117
Diacetin	5194.554	0.575	14934.343
Triacetin	62.779	0.557	174.839
Total $\Delta H$			15188.299

### Daftar Aliran Hot dan Cold di Perancangan Pabrik Triacetin

No	Aliran	Ts (°C)	Tt (°C)	H <sub>Ts</sub> (kkal)	H <sub>Tt</sub> (kkal)	$\Delta H \text{ (kkal)}$	m*Cp (kkal/°C)
1	Hot <14>	246.59	105	1032499.1	339501.03	692998.11	4894.457
2	Hot <35>	231.1	30	720817.84	17487.22	703330.62	3497.443
3	Hot <42>	274.22	30	757055.7	15188.30	741867.4	3037.660
4	Cold <2>	30	110.84	27496.63	489434.4	461937.74	5713.972
5	Cold <8>	86.87	121.91	284666.4	453742.3	169075.90	4825.478

Ditentukan  $\Delta T_{\min} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $1/2 \Delta T_{\min} = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$

**Penentuan  $T_s^*$  dan  $T_t^*$**

No	Aliran	$T_s$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_t$ ( $^\circ\text{C}$ )	$T_s^*$	$T_t^*$
1	Hot <14>	246.59	105.00	241.59	100.00
2	Hot <35>	231.10	30.00	226.10	25.00
3	Hot <42>	274.22	30.00	269.22	25.00
4	Cold <2>	30.00	110.84	35.00	115.84
5	Cold <8>	86.87	121.91	91.87	126.91

**Penentuan  $pinch$ ,  $Q_{H\min}$  dan  $Q_{C\min}$**

Interval Temp ( $^\circ\text{C}$ )	Steam Population	$\Delta T$ interval	$\Sigma CP_C - CP_H$	$\Delta H$ interval	$QH_{\min}$
269.22	3				0.00
		27.63	-3037.7	-83945.6	
241.59	1				83945.63
		15.49	-7932	-122867.4	
226.10	2				206813.05
		99.19	-11430	-1133702	
126.91					1340514.90
		11.06	-6604	-73071.6	
115.84					1413586.53
		15.84	-890.1	-14102.5	
100.00					1427689.04
		8.13	4004.3	32555.3	
91.87					1395133.70
		56.87	-821	-46697.8	
35.00					1441831.45
		10.00	-6535.1	-65351.0	
25.00	2				1507182.48
	3				

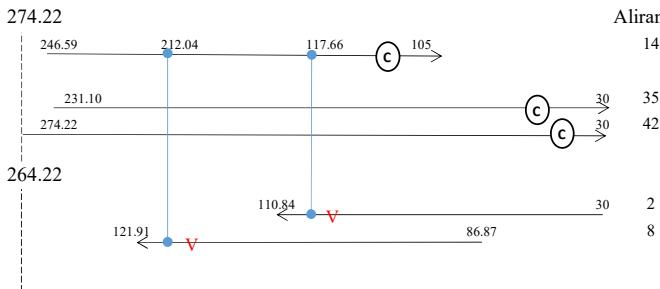
Maka Pinch = 269.22  $^\circ\text{C}$

$$QH_{\min} = 0$$

$$QC_{\min} = 1507182.5 \text{ kkal}$$

(tidak ada utilitas panas minimum)

### Below pinch ( $\sum CP_H \geq \sum CP_C$ )



### Perhitungan Neraca Energi Aliran <8> dan <14>

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 \Delta H \text{ aliran } <8> &= m C_p (T_{in} - T_{out}) \\
 169075.897 &= 4894.457 \times (246.59 - T_{out}) \\
 T_{out} &= 212.044 \quad ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Neraca Energi Aliran <2> dan <14>

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 \Delta H \text{ aliran } <2> &= m C_p (T_{in} - T_{out}) \\
 461937.744 &= 4894.457 \times (212.04 - T_{out}) \\
 T_{out} &= 117.664 \quad ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan kebutuhan air pendingin minimum

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu air masuk} &= 28 \quad ^\circ\text{C} \\
 \text{Suhu air keluar} &= 45 \quad ^\circ\text{C} \\
 Q_{Cmin} &= m_c C_p \Delta T \\
 m_c &= Q_{Cmin} / C_p \Delta T = 1507182.4834 / (1 \times 17) \\
 &= 88657.7931 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

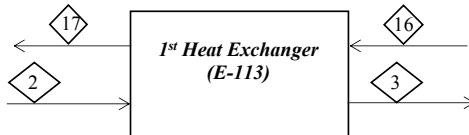
Jadi kebutuhan air pendingin untuk cooler total adalah = 88657.7931 kg

### Perhitungan jumlah heat exchanger minimum

$$\begin{aligned}
 N_{min} &= (S-1) \text{ above pinch} + (S-1) \text{ below pinch} \quad (\text{Robin smith hal 403}) \\
 &= 0 + (6 - 1) \\
 &= 5 \text{ unit}
 \end{aligned}$$

### B. 2. 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

Fungsi : Alat untuk menaikkan suhu *crude glycerol*



Gambar B.2 Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

$$T <2> = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T <3> = 111 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.99 \text{ K}$$

$$T <16> = 215 \text{ } ^\circ\text{C} = 488.38 \text{ K}$$

$$T <17> = 119 \text{ } ^\circ\text{C} = 392.07 \text{ K}$$

#### ALIRAN DINGIN DARI <2> KE <3>

##### <2> Aliran dari Crude Glycerol Storage Tank (F-111)

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Gliserol	6060.000	0.679	20583.704
Air	1260.000	1.000	6300.027
3-M-PD	142.500	0.681	485.213
2-M-PD	37.500	0.681	127.688
<b>Total ΔH</b>			<b>27496.631</b>

##### <3> Aliran menuju Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

$$T = 111 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.99 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Gliserol	6060.000	0.7100	369340.879
Air	1260.000	1.0130	109570.794
3-M-PD	142.500	0.681	8330.473
2-M-PD	37.500	0.681	2192.230
<b>Total ΔH</b>			<b>489434.376</b>

#### ALIRAN PANAS DARI <16> KE <17>

##### <16> Aliran dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

$$T = 215.23 \text{ } ^\circ\text{C} = 488.38 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H$ (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)
Gliserol	5995.158	0.757	863374.815
2-M-PD	0.374	0.681	48.422
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>863423.237</b>

<17> Aliran menuju Glycerol Cooler (E-213)

$$T = 118.92 \text{ } ^\circ\text{C} = 392.07 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H$ (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)
Gliserol	5995.158	0.713	401461.585
2-M-PD	0.374	0.681	23.907
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>401485.492</b>

**Perhitungan Neraca Energi**

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\Delta H \text{ aliran } <2> + \Delta H \text{ aliran } <16> = \Delta H \text{ aliran } <3> + \Delta H \text{ aliran } <17> + Q_{loss}$$

$$27496.631 + 863423.237 = 489434.376 + 401485.49 + Q_{loss}$$

$$890919.868 \text{ kkal} = 890919.868 \text{ kkal}$$

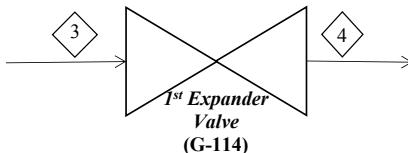
Tabel B.1 Neraca Energi 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;2&gt; dari Crude Glycerol Storage Tank (F-111)</i>			<i>Aliran &lt;3&gt; menuju 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	6060.000	20583.704	Gliserol	6060.000	369340.879
Air	1260.000	6300.027	Air	1260.000	109570.794
3-M-PD	142.500	485.213	3-M-PD	142.500	8330.473
2-M-PD	37.500	127.688	2-M-PD	37.500	2192.230
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
<i>Aliran &lt;16&gt; dari Heat Exchanger 2 (E-121)</i>			<i>Aliran &lt;17&gt; menuju Glycerol Cooler (E-213)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995.158	863374.815	Gliserol	5995.158	401461.585
2-M-PD	0.374	48.422	2-M-PD	0.374	23.907
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
<b>Total</b>			<b>Total</b>		
890919.868			890919.868		

### B. 3. 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk *Flash Tower*

Kondisi Operasi Pin = 4.9 bar  
 Pout = 0.320 bar  
 Tin = 110.84 °C = 383.99 K



Gambar B.3 Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Expander Valve

### <3> Aliran dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

$\Delta H$  total = 489434.376 kkal

Perhitungan Cp campuran =  $\Sigma$  fraksi mol \* Cp

Komponen	n (mol)	Fraksi mol	Cp (kkal/kmol K)	Fraksi massa *Cp
Gliserol	65.805	0.479	65.382	31.291
Air	70.000	0.509	18.234	9.283
3-M-PD	1.343	0.010	72.268	0.706
2-M-PD	0.353	0.003	72.268	0.186
Cp Campuran (kkal/kmol K)				41.465

Data yang diketahui :

1. R = 1.987 kkal/kmol K

2.  $k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{41.465}{41.465 - 1.987} = 1.050$

3.  $\Delta H = C_p \times T_{in} \times [1 - (P_{out}/P_{in})^{(K-1)/K}] \times 0.5$

(Rules of Thumb for Chemical Engineers Third Edition Hal 129)

$$\Delta H = 41.465 \times 383.99 \times [1 - \left(\frac{0.320}{4.9}\right)^{(1.050-1)/1.050}] \times 0.5$$

$\Delta H = 975.79$  kkal/mol

Perhitungan suhu keluaran expander valve

$$T_{out} = T_{in} \times \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{(K-1)/K} + \frac{\Delta H}{C_p}$$

$$T_{out} = 383.99 \times \left(\frac{0.320}{4.9}\right)^{(1.050-1)/1.050} + \frac{975.79}{41.465}$$

$$T_{out} = 360.46 \text{ K} = 87.31 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

**<4> Aliran menuju Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)**

$$T = 87.31 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.46 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp}^*(T - T_{ref})$
Gliserol	6060.000	0.701	264810.611
Air	1260.000	1.005	78936.855
3-M-PD	142.500	0.681	6046.359
2-M-PD	37.500	0.681	1591.147
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>351384.973</b>

**Energi yang ditambahkan ke expander valve**

$$Q_v = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_v = 489434.376 - 351384.973$$

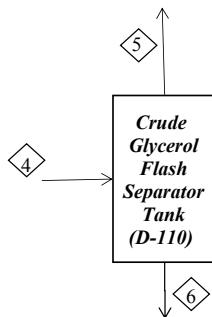
$$Q_v = 138049.403 \text{ kkal}$$

**Tabel B.2** Neraca Energi 1<sup>st</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;3&gt; dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;4&gt; menuju Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060.000	369340.879	Gliserol	6060.000	264810.611
Air	1260.000	109570.794	Air	1260.000	78936.855
3-M-PD	142.500	8330.473	3-M-PD	142.500	6046.359
2-M-PD	37.500	2192.230	2-M-PD	37.500	1591.147
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
			<i>Supply Valve</i>		
			<b>Q<sub>v</sub></b>		
<b>Total</b>			<b>138049.403</b>		
			<b>Total</b>		
			<b>489434.376</b>		

#### B. 4. Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

Fungsi : Alat untuk menurunkan kadar residue dari crude glycerol



**Gambar B.4** Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank

Tekanan Feed	=	0.32	bar
Suhu Feed	=	87.31	°C
Tekanan Operasi	=	0.1	bar
Suhu Operasi	=	86.87	°C

#### <4> Aliran dari 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)

$$T = 87.31 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.46 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔH (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)
Gliserol	6060.000	0.7013	264810.611
Air	1260.000	1.0055	78936.855
3-M-PD	142.500	0.681	6046.359
2-M-PD	37.500	0.681	1591.147
<b>Total ΔH</b>			<b>351384.973</b>

#### <5> Aliran Menuju Flash Tank Condenser (E-115)

$$\Delta H = \sum mi [\lambda i + C_{pivap}(T - Tref)]$$

$$T = 86.87 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.02 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cpvap*(T-Tref)	λ(kkal/kg)	ΔH (kkal)
Gliserol	6060.000	24.067	160.000	1115448.626
Air	1260.000	27.938	540.150	715790.848
3-M-PD	142.500	24.624	144.140	24048.907
2-M-PD	37.500	24.624	128.280	5733.910
<b>Total ΔH</b>				<b>1861022.290</b>

**<6> Aliran Menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)**

$$T = 86.87 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.02 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H(\text{kkal}) = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Gliserol	6055.715	0.701	262710.571
Air	231.836	1.005	14420.760
3-M-PD	141.459	0.681	5960.159
2-M-PD	37.379	0.681	1574.903
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>284666.393</b>

**Perhitungan Q yang disuplai oleh steam jet ejector**

$$H \text{ aliran } <4> + Q = H \text{ aliran } <5> + H \text{ aliran } <6> + Q \text{ loss}$$

$$351384.973 + Q = 1861022.290 + 284666.393 + 5\% Q$$

$$351384.973 + Q = 2145688.683 + 5\% Q$$

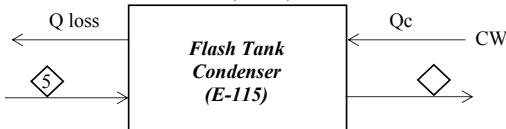
$$Q = 1888740.748 \text{ kkal}$$

**Tabel B.3** Neraca Energi Crude Glycerol Flash Separator Tank

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;3&gt; dari Glycerol Heater (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;5&gt; menuju Condenser (E-115)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060.000	264810.611	Gliserol	4.285	1115448.626
Air	1260.000	78936.855	Air	1028.164	715790.848
3-M-PD	142.500	6046.359	3-M-PD	1.041	24048.907
2-M-PD	37.500	1591.147	2-M-PD	0.121	5733.910
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
<i>Supply Steam Jet Ejector</i>			<i>Aliran &lt;6&gt; menuju Heat Exchanger 2 (E-121)</i>		
<b>Q<sub>v</sub></b>			<b>Q<sub>v</sub></b>		
1888740.75			1861022.29		
Komponen			Komponen		
Gliserol			Gliserol		
Air			Air		
3-M-PD			3-M-PD		
2-M-PD			2-M-PD		
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
284666.39			284666.39		
Heat Loss			Heat Loss		
Q loss			Q loss		
94437.04			94437.04		
<b>Total</b>			<b>Total</b>		
2240125.72			2240125.72		

### B. 5. Flash Tank Condenser (E-115)

Fungsi : Alat untuk mengubah fase crude glycerol dari uap menjadi liquid sebelum masuk Waste Water Treatment (WWT)



Gambar B.5 Blok Diagram pada Flash Tank Condenser

$$T_{\text{input}} = 87 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.02 \text{ K}$$

$$T_{\text{output}} = 67 \text{ } ^\circ\text{C} = 340.02 \text{ K}$$

### <5> Aliran dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

Perhitungan panas latent

Komponen	n (kmol)	$\lambda$ (kkal/kmol)	$\Delta H$ (kkal) = $n * \lambda * t$
Gliserol	65.759	14734.400	968914.408
Air	12.880	9722.700	125226.426
3-M-PD	1.333	15296.137	20389.903
2-M-PD	0.352	13670.378	4815.151
Total $\Delta H$			1119345.888

### <> Aliran menuju Crude Glycerol Steam Jet Ejector

Perhitungan panas sensible aliran

$$T_{\text{awal}} = 87 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{akhir}} = 67 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	$\Delta H(\text{kkal})=\text{massa} * \text{Cp} * (\Delta T)$
Gliserol	6055.715	0.641	77589.878
Air	231.836	1.001	4641.152
3-M-PD	141.459	0.681	1926.672
2-M-PD	37.379	0.681	509.101
Total $\Delta H$			84666.803

Perhitungan Neraca Energi

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\text{Panas latent} = \Delta H \text{ aliran} <\> + Q_c$$

$$1119345.888 - Q_c = 84666.803$$

$$Q_c = 1034679.085 \text{ kkal}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$mc = Q_c / C_p \cdot \Delta T = 1034679.085 / (0.999 \times 17)$$

$$= 60915.254 \text{ Kg}$$

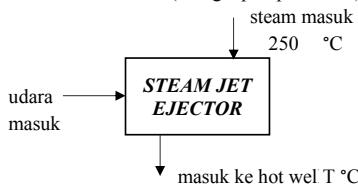
Jadi kebutuhan air pendingin untuk condenser E-115 adalah = 60915.254 kg

**Tabel B.4** Neraca Energi Flash Tank Condenser

Aliran Masuk		Aliran Keluar		
Aliran <5> dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)		Aliran menuju Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)		
Panas laten		Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Panas laten	1119345.89	Gliserol	6055.715	77589.878
		Air	231.836	4641.152
		3-M-PD	141.459	1926.672
		2-M-PD	37.379	509.101
		<i>Jumlah</i>		84666.80
		<i>Aliran CW</i>		
		Qc		1034679.08
Total	1119345.89	Total		1119345.89

### B. 6. Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)

Fungsi : untuk memvakumkan flash tank (sebagai pompa vakum)



Gambar B.6 Blok Diagram Pada Crude Glycerol Jet Ejector

**Asumsi :** kapasitas *suction jet ejector* berasal dari 10% uap yang berasal dari Flash Tank

$$\begin{aligned} \text{Jumlah uap yang masuk jet ejector} &= 103.4 \text{ kg/jam} \\ &= 1.723 \text{ kg/menit} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig (1999) pada fig. 6-25, dapat diketahui steam yang diperlukan pada tekanan 100 psig, steam yang dibutuhkan adalah 50 lbs steam/lb udara dengan tekanan stetoskop 100 psig = 689.29 kPa

$$\begin{aligned} \text{Total steam yang dibutuhkan} &= 50 \frac{\text{lb steam}}{\text{lb udara}} \times 20.005 \frac{\text{lb udara}}{\text{jam}} \\ &= 1000.2 \text{ lb steam/jam} \\ &= 453.6983 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam dengan tekanan : 3973 kPa

Dengan asumsi jumlah steam ekivalen dengan tekanan steam, kebutuhan steam untuk *jet ejector* :

$$\begin{aligned} &= \frac{689.29 \text{ kPa}}{3973 \text{ kPa}} = \frac{\text{kg steam/jam}}{453.6982617} \\ \text{kg steam/jam} &= 78.71328 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 9.07 \times 1.0048 \times 41.87 \\ &= 382 \text{ kJ} = 91.2406 \text{ kkal} \\ H_{\text{steam}} &= m \times \lambda_{\text{steam}} \\ &= 78.7 \times 1716 \\ &= 135083 \text{ kJ} = 32285.61 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times H_s \\ &= 6754.2 \text{ kJ} = 1614.2807 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{cond}} &= H_{\text{udara}} + H_{\text{cond}} \\
 &= (m C_p \Delta T)_{\text{udara}} + (m C_p \Delta T)_{\text{cond}} \\
 &= 9.1175 (T-0) + 335.5547111 (T-0) \\
 &= 344.67 \text{ (T-0) kJ}
 \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi :

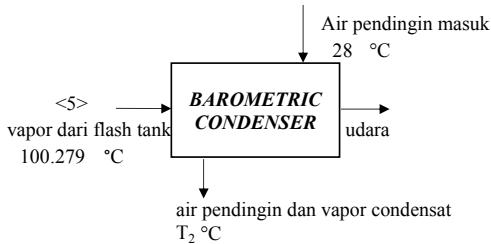
$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= \Delta H_{\text{keluar}} \\
 135464.7583 &= 6754.2 + 344.6722 (T-0) \\
 128710.6079 &= 344.67 T \\
 T &= 373.43 \text{ K} = 100.28 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (suhu aliran masuk hot well)} \\
 \Delta H_{\text{cond}} &= 128711 \text{ kJ} = 30762.57 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.5** Neraca Energi Crude Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Flash Tank Condenser		Aliran <> menuju Flash Tank Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	91.241	$\Delta H_{\text{cond}}$	30762.5736
$\Delta H_{\text{steam}}$	32285.614	$Q_{\text{loss}}$	1614.2807
<b>Total</b>	<b>32376.854</b>	<b>Total</b>	<b>32376.854</b>

### B. 7. Crude Glycerol Barometric Condenser (E-118)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



Gambar B.7 Blok Diagram Pada Crude Glycerol Barometric Condenser

#### a. Menghitung Entalpi Masuk

$$T = 100.279 \text{ °C} = 373.429 \text{ K}$$

$$m = 103.361 \text{ kg}$$

Data *steam* didapat dari Appendix F.1 (Smith & Van Ness 6<sup>th</sup> ed., 2001) :

$$H_v = 2676.432 \text{ kJ/kg}$$

$$h_l = 420.272 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_v - h_l = 2256.161 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{vap}} &= m \times H_v \\ &= 103.361 \times 2676.432 \\ &= 276638.9 \text{ kJ} = 66118.29 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$W = \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \quad (\text{Hugot, 1972}) \quad (\text{eq. 40.5 hal. 864})$$

Dimana :

$W$  = Massa air pendingin tiap massa uap yang terkondensasi

$T_v$  = Suhu uap air masuk (°C)

$T_1$  = Suhu air pendingin masuk (°C)

$T_2$  = Suhu air pendingin setelah meninggalkan kondenser (°C)

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar ( $T_2$ ), digunakan persamaan sebagai berikut

$$T_v - T_2 = 0.12 (T_v - T_1) \quad (\text{Hugot, 1972}) \quad (\text{eq. 40.9 hal. 866})$$

Sehingga,

$$100.279 \text{ °C} - T_2 = 0.12 (100.279 - 28)$$

$$100.279 - T_2 = 8.67$$

$$T_2 = 91.61 \text{ °C} = 364.76 \text{ K}$$

Perhitungan effisiensi condenser

$$\begin{aligned}\% \text{ eff} &= \frac{\Delta T_w}{T_{\text{vap}} - T_{\text{w in}}} \quad (\text{Patel eq 1.5}) \\ &= \frac{91.61 - 28}{100.28 - 28} \\ &= 0.880 \\ \% \text{ eff} &= 88\%\end{aligned}$$

Perhitungan uap terkondensasi

$$\begin{aligned}\text{Uap terkondensasi} &= 88\% \times \text{Vapor} \\ &= 90.958 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin berdasarkan perbandingan air pendingin dengan kondensat :

$$\begin{aligned}W &= \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{607 + -62}{63.61} \\ &= 8.576 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, kebutuhan air pendingin} &= 8.576 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}} \times \text{m uap terkondensasi} \\ &= 8.576 \times 90.958 \\ &= 780.0496 \text{ kg}\end{aligned}$$

### b. Menghitung Enthalpi Keluar

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= m_{\text{condensate}} \times H_L + m_{\text{condensable vapor}} \times H_V \\ &= 90.96 \times 420.27 + 12.40 \times 2,676.43 \\ &= 71,423.641 \text{ kJ} = 17,070.660 \text{ kkal}\end{aligned}$$

### Perhitungan Neraca Energi

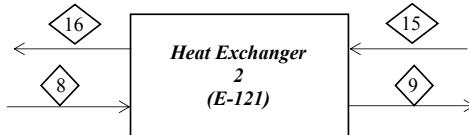
$$\begin{aligned}\text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\ \Delta H_{\text{vap}} &= \Delta H_{\text{keluar}} + Q_c \\ 66118.285 - Q_c &= 17070.660 \\ Q_c &= 49047.625 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Tabel B.6 Neraca Energi Crude Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Flash Tank Ejector		Aliran <> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vap}}$	66118.285	$\Delta H_{\text{keluar}}$	17070.660
		$Q_{cw}$	49047.625
Total	66118.285	Total	66118.285

### B. 8. 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

Fungsi : Alat untuk menaikkan suhu *crude glycerol*



Gambar B.8 Blok Diagram pada 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

$$T <8> = 86.87 \text{ } ^\circ\text{C} = 360.0 \text{ K}$$

$$T <9> = 121.91 \text{ } ^\circ\text{C} = 395.06 \text{ K}$$

$$T <15> = 246.59 \text{ } ^\circ\text{C} = 519.7 \text{ K}$$

$$T <16> = 215.23 \text{ } ^\circ\text{C} = 488.38 \text{ K}$$

#### ALIRAN DINGIN DARI <8> KE <9>

<8> Aliran dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

$$\Delta H_{\text{total}} = 284666.393 \text{ kkal}$$

<9> Aliran menuju Glycerol Distillation Column (D-120)

$$T = 121.91 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{\text{ref}})$
Gliserol	6055.715	0.714	419083.627
Air	231.836	1.017	22856.351
3-M-PD	141.459	0.681	9335.512
2-M-PD	37.379	0.681	2466.801
<b>Total ΔH</b>			<b>453742.290</b>

#### ALIRAN PANAS DARI <15> KE <16>

<15> Aliran dari Glycerol Distillation Column (D-120)

$$T = 246.59 \text{ } ^\circ\text{C} = 519.74 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{\text{ref}})$
Gliserol	5995.158	0.777	1032442.728
2-M-PD	0.374	0.681	56.405
<b>Total ΔH</b>			<b>1032499.134</b>

<16> Aliran menuju 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

$$T = 215 \text{ } ^\circ\text{C} = 488.38 \text{ K}$$

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

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kkal/kg °C)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)</b>
Gliserol	5995.158	0.757	863374.815
2-M-PD	0.374	0.681	48.422
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>863423.237</b>

### Perhitungan Neraca Energi

$$\begin{aligned} \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\ \Delta H \text{ aliran } <8> + \Delta H \text{ aliran } <15> &= \Delta H \text{ aliran } <9> + \Delta H \text{ aliran } <16> \\ 284666.393 + 1032499.134 &= 453742.290 + 863423.24 \\ 1317165.527 \text{ kkal} &= 1317165.527 \text{ kkal} \end{aligned}$$

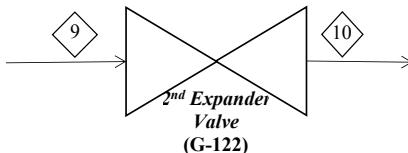
**Tabel B.7** Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

<b>Aliran Masuk</b>			<b>Aliran Keluar</b>		
<i>Aliran &lt;8&gt; dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)</i>			<i>Aliran &lt;9&gt; menuju Glycerol Distillation Column (D-120)</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>
Gliserol	6055.715	262710.571	Gliserol	6055.715	419083.627
Air	231.836	14420.760	Air	231.836	22856.351
3-M-PD	141.459	5960.159	3-M-PD	141.459	9335.512
2-M-PD	37.379	1574.903	2-M-PD	37.379	2466.801
<b>Jumlah</b>	<b>284666.393</b>		<b>Jumlah</b>	<b>453742.290</b>	
<i>Aliran &lt;15&gt; dari Glycerol Distillation Column (D-120)</i>			<i>Aliran &lt;16&gt; menuju 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>		
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal)</b>
Gliserol	5995.158	1032442.728	Gliserol	5995.158	863374.815
2-M-PD	0.374	56.405	2-M-PD	0.374	48.422
<b>Jumlah</b>	<b>1032499.134</b>		<b>Jumlah</b>	<b>863423.237</b>	
<b>Total</b>	<b>1317165.527</b>		<b>Total</b>	<b>1317165.527</b>	

### B. 9. 2<sup>nd</sup> Expander Valve (G-122)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk *Flash Tower*

Kondisi Operasi Pin = 1 bar  
 Pout = 0.250 bar  
 Tin = 121.91 °C = 395.06 K



Gambar B.9 Blok Diagram pada *Expander Valve*

### <9> Aliran dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

$\Delta H$  total = 453742.290 kkal

Perhitungan Cp campuran =  $\Sigma$  fraksi mol \* Cp

Komponen	n (mol)	Fraksi mol	Cp (kkal/kmol K)	Fraksi massa *Cp
Gliserol	65.759	0.819	65.764	53.839
Air	12.880	0.160	18.312	2.936
3-M-PD	1.333	0.017	72.268	1.199
2-M-PD	0.352	0.004	72.268	0.317
Cp Campuran (kkal/kmol K)				58.291

Data yang diketahui :

1. R = 1.987 kkal/kmol K

2.  $k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{58.291}{58.291 - 1.987} = 1.035$

3.  $\Delta H = C_p \times T_{in} \times [1 - (P_{out}/P_{in})^{(K-1)/K}] \times 0.5$

(Rules of Thumb for Chemical Engineers Third Edition Hal 129)

$$\Delta H = 58.291 \times 395.06 \times [1 - \left(\frac{0.250}{1}\right)^{(1.035-1)/1.035}] \times 0.5$$

$$\Delta H = 531.45 \text{ kkal/mol}$$

Perhitungan suhu keluaran expander valve

$$T_{out} = T_{in} \times \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{(K-1)/1.035} + \frac{\Delta H}{C_p}$$

$$T_{out} = 395.06 \times \left( \frac{0.250}{1} \right)^{(1.035-1)/1.035} + \frac{531.45}{58.291}$$

$$T_{out} = 385.94 \text{ K} = 112.79^\circ\text{C}$$

<10> Aliran menuju *Glycerol Distillation Column (D-120)*

$$T = 112.79 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.94 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Gliserol	6055.715	0.711	377822.201
Air	231.836	1.014	20631.983
3-M-PD	141.459	0.681	8456.899
2-M-PD	37.379	0.681	2234.638
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>409145.721</b>

Energi yang ditambahkan ke *expander valve*

$$Q_v = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_v = 453742.290 - 409145.721$$

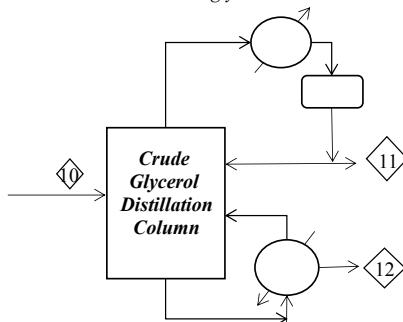
$$Q_v = 44596.569 \text{ kkal}$$

Tabel B.8 Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;9&gt; dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)</i>			<i>Aliran &lt;10&gt; menuju Glycerol Distillation Column (D-120)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6055.715	419083.627	Gliserol	6055.715	377822.201
Air	231.836	22856.351	Air	231.836	20631.983
3-M-PD	141.459	9335.512	3-M-PD	141.459	8456.899
2-M-PD	37.379	2466.801	2-M-PD	37.379	2234.638
<b>Jumlah</b>	<b>453742.290</b>		<b>Jumlah</b>		<b>409145.721</b>
			<i>Supply Valve</i>		
			<b>Q<sub>v</sub></b>		<b>44596.569</b>
<b>Total</b>	<b>453742.290</b>		<b>Total</b>		<b>453742.290</b>

## B. 10. Glycerol Distillation Column (D-120)

Fungsi : Alat untuk memurnikan *crude glycerol*



Gambar B.10 Blok Diagram pada *Crude Glycerol Distillation Column*

Tekanan operasi	=	0.250	bar
Suhu Feed	=	112.79	°C
Suhu bubble point distilat	=	63.74	°C
Suhu dew point distilat	=	164.36	°C
Suhu bubble point bottom	=	246.59	°C
Suhu dew point bottom	=	246.63	°C

### <10> Aliran dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

$$T = 112.79 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.94 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - \text{Tref})$
Gliserol	6055.715	0.711	377822.201
Air	231.836	1.014	20631.983
3-M-PD	141.459	0.681	8456.899
2-M-PD	37.379	0.681	2234.638
<b>Total ΔH</b>			<b>409145.721</b>

### <11> Aliran menuju WWT

$$T = 164.36 \text{ } ^\circ\text{C} = 437.51 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - \text{Tref})$
Gliserol	60.557	0.731	6171.888
Air	231.836	1.040	33603.291
3-M-PD	141.459	0.681	13424.816
2-M-PD	37.005	0.681	3511.879
<b>Total ΔH</b>			<b>56711.874</b>

**<12> Aliran menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)**

$$T = 246.59 \text{ } ^\circ\text{C} = 519.74 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H$ (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)
Gliserol	5995.158	0.777	1032442.728
2-M-PD	0.374	0.681	56.405
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>1032499.134</b>

**Perhitungan entalpi feed (H<sub>F</sub>)**

$$\Delta H_F = 409145.721 \text{ kkal}$$

**Perhitungan beban kondensor**

$$Rop = 0.492$$

$$L = Rop \times D$$

$$V = (Rop+1)D$$

$$= 0.492 \times D$$

$$= 1.492 \times D$$

$$= 7.4818 \text{ kmol}$$

$$= 22.701 \text{ kmol}$$

**Perhitungan panas laten**

$$H_v = \sum mi [\lambda_i]$$

Komponen	n (kmol)	$\lambda$ (kkal/kmol)	H <sub>v</sub> (kkal)
Gliserol	0.981	38240.000	37508.131
Air	19.212	9722.700	186788.688
3-M-PD	1.988	15296.137	30413.734
2-M-PD	0.520	13670.378	7110.492
<b>Total H<sub>v</sub></b>			<b>261821.046</b>

**Perhitungan panas sensible**

$$\Delta H_{keluar} = 0 \text{ kkal}$$

**Neraca energi pada kondensor**

$$Q_c = \Delta H_v - \Delta H_{keluar}$$

$$= 261821.046 - 0$$

$$= 261821.046 \text{ kkal}$$

**Perhitungan kebutuhan air pendingin**

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 261821.046 / (0.9992 \times 17) \\ = 15413.569 \text{ kg}$$

### Perhitungan Q yang disuplai oleh steam (Q<sub>s</sub>)

$$\begin{aligned}
 H_{\text{aliran} <10>} + Q_s &= H_{\text{aliran} <11>} + H_{\text{aliran} <12>} + Q_c + Q_{\text{loss}} \\
 409145.721 + Q_s &= 56711.874 + 1032499.134 + 261821.046 + 5\% H_{\text{in}} \\
 409145.721 + Q_s &= 1351032.054 + 5\% H_{\text{in}} \\
 Q_s &= 991459.297 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan kebutuhan steam

Steam yang dipakai untuk memanaskan Reboiler adalah saturated steam, dengan suhu

$$H_1 = 1085.8 \text{ kJ/kg} = 259.29 \text{ kkal/kg}$$

$$H_v = 2800.4 \text{ kJ/kg} = 668.74 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{\text{suplai}} = \text{massa steam} \times (H_v - H_1)$$

$$991459.297 = \text{massa steam} \times (668.74 - 259.29)$$

$$\text{massa steam} = 2421.463 \text{ kg}$$

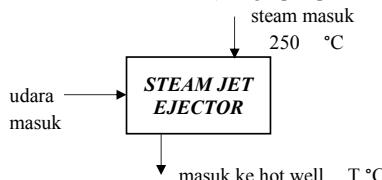
Jadi kebutuhan steam untuk pemanas adalah = 2421.463 kg

**Tabel B.9** Neraca Energi Glycerol Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;10&gt; dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)</i>			<i>Aliran &lt;11&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal
Glicerol	6055.715	377822.201	Glicerol	60.557	6171.888
Air	231.836	20631.983	Air	231.836	33603.291
3-M-PD	141.459	8456.899	3-M-PD	141.459	13424.816
2-M-PD	37.379	2234.638	2-M-PD	37.005	3511.879
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
<i>Aliran Steam</i>			<i>Aliran &lt;12&gt; menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-122)</i>		
<b>H suplai</b>			<b>Jumlah</b>		
			<b>Aliran CW</b>		
			<b>Q<sub>c</sub></b>		
			<b>Heat Loss</b>		
			<b>Q loss</b>		
<b>Total</b>	<b>1400605.02</b>		<b>Total</b>	<b>1400605.02</b>	

### B. 11. Glycerol Jet Ejector (G-124)

Fungsi : untuk memvakumkan kolom distilasi (sebagai pompa vakum)



Gambar B.11 Blok Diagram Pada Glycerol Jet Ejector

**Asumsi :** kapasitas *suction jet ejector* berasal dari 10% uap yang berasal dari Kolom Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Jumlah uap yang masuk jet ejector} &= 47.1 \text{ kg/jam} \\ &= 0.785 \text{ kg/menit} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig (1999) pada fig. 6-25, dapat diketahui steam yang diperlukan pada tekanan 100 psig, steam yang dibutuhkan adalah 35 lbs steam/lb udara dengan tekanan steam 100 psig = 689.29 kPa

$$\begin{aligned} \text{Total steam yang dibutuhkan adalah} &= 35 \frac{\text{lb steam}}{\text{lb udara}} \times 25 \frac{\text{lb udara}}{\text{jam}} \\ &= 875.08 \text{ lb steam/jam} \\ &= 396.9258 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam dengan tekanan : 3973 kPa

Dengan asumsi jumlah steam ekivalen dengan tekanan steam, kebutuhan steam untuk *jet ejector* :

$$\begin{aligned} &= \frac{689.29 \text{ kPa}}{3973 \text{ kPa}} = \frac{\text{kg steam/jam}}{396.9257728} \\ \text{kg steam/jam} &= 68.86367 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 11.3 \times 1.0048 \times 139.36 \\ &= 1588.004 \text{ kJ} = 379.5420 \text{ kkal} \\ H_{\text{steam}} &= m \times \lambda_{\text{steam}} \\ &= 68.9 \times 1716.1 \\ &= 118180 \text{ kJ} = 28245.63 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times H_s \\ &= 5909 \text{ kJ} = 1412.2814 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{cond}} &= H_{\text{udara}} + H_{\text{cond}} \\
 &= (m C_p \Delta T)_{\text{udara}} + (m C_p \Delta T)_{\text{cond}} \\
 &= 11.395 (\text{T}-0) + 293.5658438 (\text{T}-0) \\
 &= 304.96 (\text{T}-0) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= \Delta H_{\text{keluar}} \\
 119767.7097 &= 5909 + 304.961 (\text{T}-0) \\
 113858.7244 &= 304.96 \text{ T} \\
 \text{T} &= 373.36 \text{ K} = 100.21 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (suhu aliran masuk hot well)} \\
 \Delta H_{\text{cond}} &= 113859 \text{ kJ} = 27212.89 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

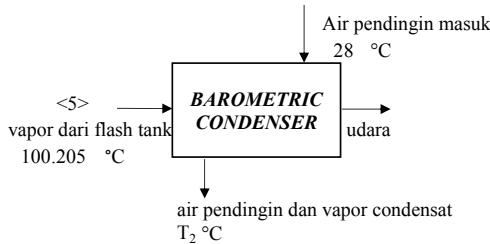
#### Perhitungan Neraca Energi masuk dan keluar

Tabel B.10 Neraca Energi Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Distillation Accumulator		Aliran <> menuju Glycerol Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	379.542	$\Delta H_{\text{cond}}$	27212.88824
$\Delta H_{\text{steam}}$	28245.628	$Q_{\text{loss}}$	1412.2814
<b>TOTAL</b>	<b>28625.170</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28625.170</b>

## B. 12. Glycerol Barometric Condenser (E-125)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



Gambar B.7 Blok Diagram Pada Glycerol Barometric Condenser

### a. Menghitung Entalpi Masuk

$$T = 100.205 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.355 \text{ K}$$

$$m = 47.086 \text{ kg}$$

Data *steam* didapat dari Appendix F.1 (Smith & Van Ness 6<sup>th</sup> ed., 2001) :

$$H_v = 2676.318 \text{ kJ/kg}$$

$$h_l = 419.961 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_v - h_l = 2256.357 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{vap}} &= m \times H_v \\ &= 47.086 \times 2676.318 \\ &= 126016.5 \text{ kJ} = 30118.66 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$W = \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \text{ (Hugot, 1972) (eq. 40.5 hal. 864)}$$

Dimana :

$W$  = Massa air pendingin tiap massa uap yang terkondensasi

$T_v$  = Suhu uap air masuk ( $^\circ\text{C}$ )

$T_1$  = Suhu air pendingin masuk ( $^\circ\text{C}$ )

$T_2$  = Suhu air pendingin setelah meninggalkan kondenser ( $^\circ\text{C}$ )

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar ( $T_2$ ), digunakan persamaan sebagai berikut

$$T_v - T_2 = 0.12 (T_v - T_1) \text{ (Hugot, 1972) (eq. 40.9 hal. 866)}$$

Sehingga,

$$100.205 \text{ } ^\circ\text{C} - T_2 = 0.12 (100.205 - 28)$$

$$100.205 - T_2 = 8.66$$

$$T_2 = 91.54 \text{ } ^\circ\text{C} = 364.69 \text{ K}$$

Perhitungan effisiensi condenser

$$\begin{aligned}\% \text{ eff} &= \frac{\Delta T_w}{T_{\text{vap}} - T_{\text{w in}}} \quad (\text{Patel eq 1.5}) \\ &= \frac{91.54 - 28}{100.21 - 28} \\ &= 0.880 \\ \% \text{ eff} &= 88\%\end{aligned}$$

Perhitungan uap terkondensasi

$$\begin{aligned}\text{Uap terkondensasi} &= 88\% \times \text{Vapor} \\ &= 41.435 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin berdasarkan perbandingan air pendingin dengan kondensat :

$$\begin{aligned}W &= \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{607 + -61}{63.54} \\ &= 8.5854 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, kebutuhan air pendingin} &= 8.5854 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}} \times \text{m uap terkondensasi} \\ &= 8.5854 \times 41.435 \\ &= 355.7409 \text{ kg}\end{aligned}$$

### b. Menghitung Enthalpi Keluar

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= m_{\text{condensate}} \times H_L + m_{\text{condensable vapor}} \times H_V \\ &= 41.44 \times 419.96 + 5.65 \times 2,676.32 \\ &= 32,523.263 \text{ kJ} = 7,773.247 \text{ kkal}\end{aligned}$$

### Perhitungan Neraca Energi

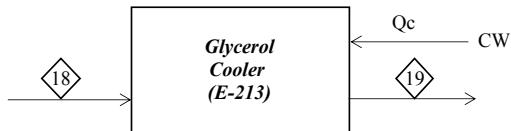
$$\begin{aligned}\text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\ \Delta H_{\text{vap}} &= \Delta H_{\text{keluar}} + Q_c \\ 30118.661 - Q_c &= 7773.247 \\ Q_c &= 22345.414 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Tabel B.11 Neraca Energi Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Jet Ejector		Aliran <> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vap}}$	30118.661	$\Delta H_{\text{keluar}}$	7773.247
		$Q_{cw}$	22345.414
Total	30118.661	Total	30118.661

### B. 13. Glycerol Cooler (E-213)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu produk bawah decanter



$$T_{\text{input}} = 118.92 \text{ } ^\circ\text{C} = 392.1 \text{ K}$$

$$T_{\text{output}} = 105.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 378.15 \text{ K}$$

#### <18> Aliran dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

$$\Delta H_{\text{total}} = 401485.492 \text{ kkal}$$

#### <19> Aliran menuju Glycerol Tank (F-214)

$$T = 105.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 378.15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{\text{ref}})$
Gliserol	5995.158	0.708	339480.661
2-M-PD	0.374	0.681	20.364
<b>Total ΔH</b>			<b>339501.025</b>

#### Perhitungan Neraca Energi

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\Delta H_{\text{aliran <18>}} = \Delta H_{\text{aliran <19>}} + Q_c$$

$$401485.492 = 339501.025 + Q_c$$

$$Q_c = 61984.467 \text{ kkal}$$

#### Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 61984.4673 / (0.9992 \times 17) \\ = 3649.2470 \text{ Kg}$$

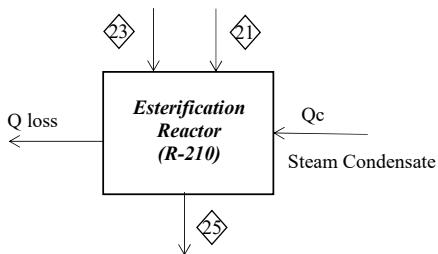
Jadi kebutuhan air pendingin untuk cooler E-213 adalah = 3649.2470 kg

**Tabel B.12** Neraca Energi Glycerol Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;18&gt; dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;19&gt; Aliran menuju Glycerol Tank (F-214)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995.158	401461.585	Gliserol	5995.158	339480.661
2-M-PD	0.374	23.907	2-M-PD	0.374	20.364
<i>Jumlah</i>	<b>401485.492</b>		<i>Jumlah</i>	<b>339501.025</b>	
			<i>Aliran CW</i>		
			<i>Qc</i>	<b>61984.467</b>	
<b>Total</b>	<b>401485.492</b>		Total	<b>401485.492</b>	

### B. 14. Esterification Reactor (R-210)

Fungsi : Alat untuk mereaksikan gliserol dan asam asetat sehingga menghasilkan triacetin



Gambar B.14 Blok Diagram Pada Esterification Reactor

$$T \text{ input aliran } <23> = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T \text{ input aliran } <21> = 105 \text{ } ^\circ\text{C} = 378.15 \text{ K}$$

$$T \text{ output aliran } <25> = 105 \text{ } ^\circ\text{C} = 378.15 \text{ K}$$

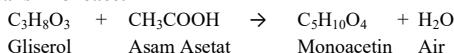
Data Entalpi pembentukan ( $\Delta H_f$ ) pada senyawa yang bereaksi :

No.	Komponen	MW (kg/kmol)	$\Delta H_{f,298}$ (kkal/kg)
1	Gliserol	92.09	-1735.209
2	2-M-PD	106.12	-1047.258
3	Asam Asetat	60.05	-1938.268
4	Air	18	-3795.187
5	Monoaceton	134.14	-1978.779
6	Diacetin	178.25	-1636.731
7	Triacetin	218.205	-1457.626

Reaksi yang terjadi di Reaktor

$$\Delta H_{\text{reaksi}, 25^\circ\text{C}}$$

#### 1. Reaksi Monoaceton



$$\begin{aligned} \Delta H &= (\text{Massa Monoaceton} \times H_f^{\circ} \text{ Monoaceton} + \text{Massa air} \times H_f^{\circ} \text{ air}) - \\ &= (\text{Massa Gliserol} \times H_f^{\circ} \text{ Gliserol} + \text{Massa asam asetat} \times H_f^{\circ} \text{ asam asetat}) \end{aligned}$$

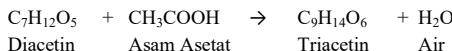
$$\begin{aligned} \Delta H &= (8732.66 \times -1978.78 + 1171.82 \times -3795.19) - \\ &= (5995.16 \times -1735.21 + 3909.32 \times -1938.27) \\ &= -3747111.701 \text{ kkal} \end{aligned}$$

#### 2. Reaksi Diacetin



$$\begin{array}{lll}
 \text{Monoacetin} & \text{Asam Asetat} & \text{Diacetin} \quad \text{Air} \\
 \Delta H = & (\text{Massa Diacetin} \times H_f^\circ \text{ Diacetin} + \text{Massa air} \times H_f^\circ \text{ air}) - \\
 & = (\text{Massa Monoacetin} \times H_f^\circ \text{ monoacetin} + \text{Massa asam asetat} \times H_f^\circ \text{ asam asetat}) \\
 \Delta H = & (11244.58 \times -1636.73 + 1148.38 \times -3795.19) - \\
 & = (8558.00 \times -1978.78 + 3831.13 \times -1938.27) \\
 & = 1597476.723 \text{ kkal}
 \end{array}$$

### 3. Reaksi Triacetin



$$\begin{array}{lll}
 \Delta H = & (\text{Massa Triacetin} \times H_f^\circ \text{ Triacetin} + \text{Massa air} \times H_f^\circ \text{ air}) - \\
 & = (\text{Massa Diacetin} \times H_f^\circ \text{ Diacetin} + \text{Massa asam asetat} \times H_f^\circ \text{ asam asetat}) \\
 \Delta H = & (6278.49 \times -1457.63 + 517.92 \times -3795.19) - \\
 & = (5071.31 \times -1636.73 + 1727.84 \times -1938.27) \\
 & = 532084.919 \text{ kkal}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lll}
 \Delta H_{\text{reaksi}, 25^\circ C} = & -3747111.701 + 1597476.723 + 532084.919 \\
 & = -1617550.059 \text{ kkal}
 \end{array}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} \quad T_{\text{reaksi}} = 105^\circ C = 378.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = M \cdot Cp^*(25-T \text{ reaksi})$
Gliserol	5995.158	0.708	-339480.661
Asam asetat	9468	0.512	-387873.528
<b>Total ΔH reaktan</b>			<b>-727354.189</b>

$$\Delta H_{\text{produk}}$$

Komponen	Massa	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = M \cdot Cp^*(T \text{ reaksi}-25)$
Monoacetin	8732.658	0.604	421962.037
Diacetin	11244.583	0.575	517250.818
Triacetin	6278.494	0.557	279769.683
Air	2838.123	1.011	229533.557
<b>Total ΔH produk</b>			<b>1448516.095</b>

$$\begin{array}{lll}
 \Delta H_{\text{reaksi}} & = \Delta H_{\text{reaktan}} & + \Delta H_{\text{reaksi}, 25^\circ C} & + \Delta H_{\text{produk}} \\
 & = -727354.189 & + -1617550.059 & + 1448516.095 \\
 & = -896388.153 \text{ kkal}
 \end{array}$$

#### <21> Aliran dari Glycerol Tank (F-214)

$$T = 105.00 \text{ } ^\circ C = 378.15 \text{ K}$$

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

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kkal/kg °C)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal) = massa*Cp*(T-Tref)</b>
Glicerol	5995.158	0.708	339480.661
2-M-PD	0.374	0.681	20.364
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>339501.025</b>

<23> Aliran dari Acetic Acid Storage Tank (F-216)

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

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

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kkal/kg °C)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal) = M*Cp*(T-Tref)</b>
Asam Asetat	11728.349	0.512	30028.617
Air	4.140	3.670	75.960
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>30104.577</b>

<25> Aliran menuju Product Tank (F-222)

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp (kkal/kg °C)</b>	<b><math>\Delta H</math> (kkal) = Massa*Cp*(T-25)</b>
Asam Asetat	2259.665	0.681	123106.541
Monoacetin	174.653	0.512	7154.757
Diacetin	6173.157	1.011	499254.838
Triacetin	6278.494	0.604	303376.820
Air	2842.263	0.575	130744.097
2-M-PD	0.374	0.557	16.656
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>1063653.709</b>

### Perhitungan Neraca Energi

$$\begin{array}{lll} \text{Energi masuk} & = \text{Energi keluar} \\ \Delta H \text{ aliran masuk} - \Delta H \text{ reaksi} & = \Delta H \text{ aliran keluar} + Q_c \\ 1265993.755 & - Q_c & = 1063653.709 \\ & Q_c & = 202340.046 \text{ kkal} \end{array}$$

### Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$\begin{aligned} mc &= Q_c/Cp.\Delta T = 202340.046 / (0.9992 \times 42) \\ &= 4821.719 \text{ Kg} \end{aligned}$$

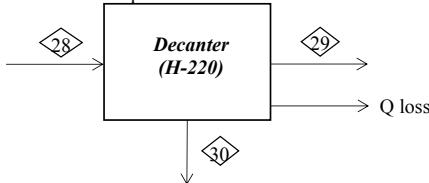
Jadi kebutuhan air pendingin untuk reaktor R-210 adalah = 4821.718595 kg

**Tabel B.13** Neraca Energi Esterification Reactor

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;21&gt; dari Glycerol Tank (F-214)</i>			<i>Aliran &lt;25&gt; ke Product Tank (F-222)</i>		
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal
Gliserol	5995.158	339480.661	Asam asetat	2259.665	123106.541
2-M-PD	0.374	20.364	Monoacetin	174.653	7154.757
<b>Jumlah</b>	<b>339501.025</b>		Diacetin	6173.157	499254.838
<i>Aliran &lt;23&gt; dari Acetic Acid Storage Tank (F-216)</i>			Triacetin	6278.494	303376.820
Air	4.140	75.960	Air	2842.263	130744.097
Komponen	Massa, kg	ΔH, kkal	2-M-PD	0.374	16.656
Asam asetat	11728.349	30028.617	<b>Jumlah</b>	<b>1063653.709</b>	
Air	4.140	75.960	<i>Aliran Qserap</i>		
<b>Jumlah</b>	<b>30104.577</b>		Qserap	202340.046	
-ΔH reaksi	896388.153		Total	1265993.755	
<b>Total</b>	<b>1265993.755</b>				

### B. 15. Decanter (H-220)

Fungsi : Alat untuk memisahkan produk esterification reactor



Gambar B.15 Blok Diagram pada Decanter

$$T_{\text{input}} = 105.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 378.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{output}} = 120.11 \text{ } ^\circ\text{C} = 393.26 \text{ K}$$

#### <28> Aliran dari Esterification Reactor (R-210)

$$\Delta H_{\text{total}} = 1063653.709 \text{ kkal}$$

#### <29> Aliran menuju WWT

$$T = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{\text{ref}})$
Air	2842.263	1.011	273297.367
Asam Asetat	0.135	0.512	6.588
Monoacetin	0.003	0.604	0.163
Diacetin	0.187	0.575	10.224
Triacetin	0.612	0.557	32.405
2-M-PD	0.174	0.681	11.249
<b>Total ΔH</b>			<b>273357.995</b>

#### <30> Aliran menuju Crude Triacetin Tank (F-224)

$$T = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{\text{ref}})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	110050.664
Monoacetin	174.650	0.604	10033.502
Diacetin	6172.970	0.575	337604.477
Triacetin	6277.882	0.557	332594.108
2-M-PD	0.200	0.681	12.963
<b>Total ΔH</b>			<b>790295.714</b>

### Perhitungan Neraca Energi

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 \Delta H \text{ aliran } <28> &= \Delta H \text{ aliran } <29> + \Delta H \text{ aliran } <30> \\
 1063653.709 \text{ kkal} &= 273357.995 + 790295.714 \\
 1063653.709 \text{ kkal} &= 1063653.709 \text{ kkal} \\
 1063653.709 \text{ kkal} &= 1063653.709 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

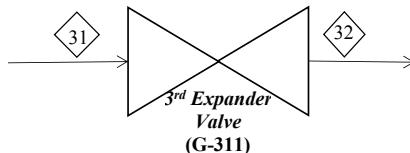
Tabel B.14 Neraca Energi Decanter

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <26> dari Esterification Reactor (R-210)			Aliran <27> menuju WWT		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Air	2842.263	499254.838	Air	2842.263	273297.367
Asam asetat	2259.665	7154.757	Asam Asetat	0.135	6.588
Monoacetin	174.653	303376.820	Monoacetin	0.003	0.163
Diacetin	6173.157	130744.097	Diacetin	0.187	10.224
Triacetin	6278.494	16.656	Triacetin	0.612	32.405
2-M-PD	0.374	123106.541	2-M-PD	0.174	11.249
<i>Jumlah</i>		<b>1063653.71</b>	<i>Jumlah</i>		<b>273358.00</b>
Aliran <28> menuju Crude Triacetin Tank (F-224)					
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)			
Asam Asetat	2,259.530	110,050.664			
Monoacetin	174.650	10,033.502			
Diacetin	6,172.970	337,604.477			
Triacetin	6,277.882	332,594.108			
2-M-PD	0.200	12.963			
<i>Jumlah</i>		<b>790295.71</b>			
<b>Total</b>	<b>1063653.71</b>		<b>Total</b>		<b>1063653.71</b>

### B.16. 3<sup>rd</sup> Expander Valve (G-113)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk *Flash Tower*

Kondisi Operasi  
 Pin = 2 bar  
 Pout = 0.406 bar  
 Tin = 120.00 °C = 393.15 K



Gambar B.16 Blok Diagram pada *Expander Valve*

### <31> Aliran dari Crude Triacetin Tank (F-224)

$$\Delta H \text{ total} = 790295.714 \text{ kkal}$$

Perhitungan Cp campuran =  $\Sigma$  fraksi mol \* Cp

Komponen	n (mol)	Fraksi mol	Cp (kkal/kmol K)	Fraksi massa *Cp
Asam Asetat	37.627	0.368	30.750	11.307
Monoacetin	1.302	0.013	81.021	1.031
Diacetin	34.631	0.338	102.494	34.685
Triacetin	28.771	0.281	121.565	34.178
2-M-PD	0.002	0.000	72.268	0.001
Cp Campuran (kkal/kmol K)				81.202

Data yang diketahui :

$$1. R = 1.987 \text{ kkal/kmol K}$$

$$2. k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{81.202}{81.202 - 1.987} = 1.025$$

$$3. \Delta H = C_p \times T_{in} \times [1 - (P_{out}/P_{in})^{(K-1)/K}] \times 0.5$$

(*Rules of Thumb for Chemical Engineers Third Edition Hal 129*)

$$\Delta H = 81.202 \times 393.15 \times [1 - (\frac{0.406}{2})^{(-1.025-1)/1.025}] \times 0.5$$

$$\Delta H = 611.01 \text{ kkal/mol}$$

Perhitungan suhu keluaran expander valve

$$T_{out} = T_{in} \times \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{(K-1)/K} + \frac{\Delta H}{C_p}$$

$$T_{out} = 393.15 \times \left( \frac{0.406}{2} \right)^{(-1.025-1)/1.025} + \frac{611.01}{81.202}$$

$$T_{out} = 385.63 \text{ K} = 112.48 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

**<32> Aliran menuju *Triacetin Distillation Column (D-310)***

$$T = 112.48 \text{ }^{\circ}\text{C} = 385.63 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$ )	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	101217.415
Monoacetin	174.650	0.604	9228.160
Diacetin	6172.970	0.575	310506.555
Triacetin	6277.882	0.557	305898.345
2-M-PD	0.200	0.681	11.922
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>726862.397</b>

**Energi yang ditambahkan ke *expander valve***

$$Q_v = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_v = 790295.714 - 726862.397$$

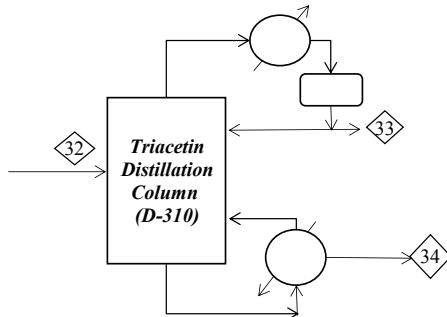
$$Q_v = 63433.317 \text{ kkal}$$

**Tabel B.15 Neraca Energi 3<sup>rd</sup> Expander Valve**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;31&gt; dari Crude Triacetin Tank (F-224)</i>			<i>Aliran &lt;32&gt; menuju Triacetin Distillation Column (D-310)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	110050.664	Gliserol	2259.530	101217.415
Monoacetin	174.650	10033.502	Air	174.650	9228.160
Diacetin	6172.970	337604.477	3-M-PD	6172.970	310506.555
Triacetin	6277.882	332594.108	2-M-PD	6277.882	305898.345
2-M-PD	0.200	12.963	2-M-PD	0.200	11.922
<b>Jumlah</b>			<b>Jumlah</b>		
			<i>Supply Valve</i>		
			<b>Q<sub>v</sub></b>		
<b>Total</b>			<b>Total</b>		
<b>790295.714</b>			<b>726862.397</b>		

### B. 17. Triacetin Distillation Column (D-310)

Fungsi : Alat untuk memurnikan triacetin



Gambar B.17 Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column

Tekanan operasi	= 0.3221 bar
Suhu Feed	= 112.48 °C
Suhu bubble point distilat	= 92.109 °C
Suhu dew point distilat	= 173.63 °C
Suhu bubble point bottom	= 231.1 °C
Suhu dew point bottom	= 231.38 °C

#### <32> Aliran dari 3<sup>rd</sup> Expander Valve (G-311)

$$T = 112.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.63 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (\text{T}-\text{Tref})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	101217.415
Monoaceton	174.650	0.604	9228.160
Diacetin	6172.970	0.575	310506.555
Triacetin	6277.882	0.557	305898.345
2-M-PD	0.200	0.681	11.922
<b>Total ΔH</b>			<b>726862.397</b>

#### <33> Aliran menuju Diacetin Distillation Column (D-320)

$$T = 173.63 \text{ } ^\circ\text{C} = 446.78 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (\text{T}-\text{Tref})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	171965.651
Monoaceton	174.650	0.604	15678.394
Diacetin	6111.240	0.575	522266.816
Triacetin	62.779	0.557	5197.130
<b>Total ΔH</b>			<b>715107.991</b>

**<34> Aliran menuju Triacetin Cooler (E-3110)**

$$T = 231.10 \text{ } ^\circ\text{C} = 504.25 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Diacetin	61.730	0.575	7315.379
Triacetin	6215.103	0.557	713474.374
2-M-PD	0.200	0.681	28.088
<b>Total <math>\Delta H</math></b>			<b>720817.842</b>

**Perhitungan entalpi feed ( $H_F$ )**

$$\Delta H_F = 726862.397 \text{ kkal}$$

**Perhitungan beban kondensor**

$$Rop = 1.307$$

$$L = Rop \times D$$

$$V = (Rop+1)D$$

$$= 1.307 \text{ D}$$

$$= 2.307 \text{ D}$$

$$= 96.54 \text{ kmol}$$

$$= 170.43 \text{ kmol}$$

**Perhitungan panas laten**

$$H_v = \sum mi [\lambda_i]$$

Komponen	mi (kmol)	$\lambda$ (kkal/kmol)	$H_v$ (kkal)
Asam Asetat	5211.666	5806.835	30263281.825
Monoacetin	402.836	13613.440	5483978.812
Diacetin	14095.739	13264.500	186972931.161
Triacetin	144.801	19598.000	2837810.649
<b>Total <math>H_v</math></b>			<b>225558002.446</b>

**Perhitungan panas sensible**

$$\Delta H_{\text{keluar}} = 0 \text{ kkal}$$

**Neraca energi pada kondensor**

$$Q_c = \Delta H_v - \Delta H_{\text{keluar}}$$

$$= 225558002.446 - 0.000$$

$$= 225558002.446 \text{ kkal}$$

**Perhitungan kebutuhan air pendingin**

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 225558002.446 / (0.9992 \times 17)$$

$$= 13279405.29 \text{ kg}$$

### Perhitungan Q yang disuplai oleh steam (Q<sub>s</sub>)

$$\begin{aligned}
 H_{\text{aliran}} <31> + Q_s &= H_{\text{aliran}} <32> + H_{\text{aliran}} <33> + Q_c + Q_{\text{loss}} \\
 726862.397 + Q_s &= 715108 + 720817.8416 + 225558002.4 + 5\% H_{\text{in}} \\
 726862.397 + Q_s &= 226993928.3 + 5\% H_{\text{in}} \\
 Q_s &= 238214114.7 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan kebutuhan steam

Steam yang dipakai untuk memanaskan Reboiler adalah saturated steam, dengan suhu

$$H_1 = 1085.8 \text{ kJ/kg} = 259.29 \text{ kkal/kg}$$

$$H_v = 2800.4 \text{ kJ/kg} = 668.74 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{\text{suplai}} = \text{massa steam} \times (H_v - H_1)$$

$$238214114.7 = \text{massa steam} \times (668.74 - 259.29)$$

$$\text{massa steam} = 581795.5 \text{ kg}$$

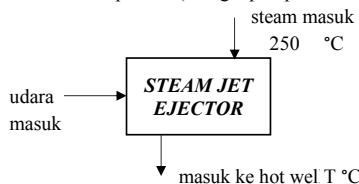
Jadi kebutuhan steam untuk pemanas adalah = 581795.5 kg

**Tabel B.16** Neraca Energi Triacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;32&gt; Aliran dari Crude Triacetin Tank (F-224)</i>			<i>Aliran &lt;33&gt; menuju Triacetin Distillation Column (D-320)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	101217.415	Asam Asetat	2259.530	171965.651
Monoaceton	174.650	9228.160	Monoaceton	174.650	15678.394
Diacetin	6172.970	310506.555	Diacetin	6111.240	522266.816
Triacetin	6277.882	305898.345	Triacetin	62.779	5197.130
2-M-PD	0.200	11.922	<i>Jumlah</i>		<b>715107.991</b>
<i>Jumlah</i>			<i>Aliran &lt;34&gt; menuju Triacetin Cooler (E-3110)</i>		
<i>Aliran Steam</i>					
<b>H suplai</b>	<b>238214114.7</b>		Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
			Diacetin	61.730	7315.379
			Triacetin	6215.103	713474.3742
			2-M-PD	0.200	28.08841173
			<i>Jumlah</i>		<b>720817.8416</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<b>Q<sub>c</sub></b>	<b>225558002.4</b>	
			<i>Heat Loss</i>		
			<b>Q loss</b>	<b>11947048.86</b>	
<b>Total</b>	<b>238940977</b>		<b>Total</b>	<b>238940977</b>	

### B.18. Triacetin Jet Ejector (G-314)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)



Gambar B.18 Blok Diagram Pada Triacetin Jet Ejector

**Asumsi :** kapasitas *suction jet ejector* berasal dari 10% uap yang berasal dari Kolom Distilasi

Jumlah uap yang masuk jet ejector = 860.8 kg/jam

Berdasarkan Ludwig (1999) pada fig. 6-25, dapat diketahui steam yang diperlukan pada tekanan 100 psig, steam yang dibutuhkan adalah 35 lbs steam/lb udara dengan tekanan steam 100 psig = 689.29 kPa

$$\begin{aligned} \text{Total steam yang dibutuhkan adalah} &= 35 \frac{\text{lb steam}}{\text{lb udara}} \times 25.04 \frac{\text{lb udara}}{\text{jam}} \\ &= 876.39 \text{ lb steam/jam} \\ &= 397.5224 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam dengan tekanan : 3973 kPa

Dengan asumsi jumlah steam ekivalen dengan tekanan steam, kebutuhan steam untuk *jet ejector* :

$$\begin{aligned} &= \frac{689.29 \text{ kPa}}{3973 \text{ kPa}} = \frac{\text{kg steam/jam}}{397.5223939} \\ \text{kg steam/jam} &= 68.96718 \text{ kg steam/jam} \end{aligned}$$

a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 11.4 \times 1.0048 \times 148.63 \\ &= 1696 \text{ kJ} = 405.3935 \text{ kkal} \\ H_{\text{steam}} &= m \times \lambda_{\text{steam}} \\ &= 69 \times 1716 \\ &= 118357 \text{ kJ} = 28288.08 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times H_s \\ &= 5917.9 \text{ kJ} = 1414.4042 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{cond}} &= H_{\text{udara}} + H_{\text{cond}} \\
 &= (m C_p \Delta T)_{\text{udara}} + (m C_p \Delta T)_{\text{cond}} \\
 &= 11.412 \text{ (T-0)} + 294.007104 \text{ (T-0)} \\
 &= 305.42 \text{ (T-0) kJ}
 \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= \Delta H_{\text{keluar}} \\
 120053.5089 &= 5917.9 + 305.4194 \text{ (T-0)} \\
 114135.6417 &= 305.42 \text{ T} \\
 T &= 373.7 \text{ K} = 100.55 \text{ }^{\circ}\text{C (suhu aliran masuk hot well)} \\
 \Delta H_{\text{cond}} &= 114136 \text{ kJ} = 27279.07 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

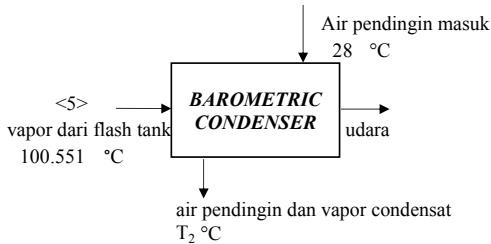
#### Perhitungan Neraca Energi masuk dan keluar

Tabel B.17 Neraca Energi Triacetin Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Distillation Accumulator		Aliran <> menuju Glycerol Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	405.393	$\Delta H_{\text{cond}}$	27279.07307
$\Delta H_{\text{steam}}$	28288.084	$Q_{\text{loss}}$	1414.4042
<b>TOTAL</b>	<b>28693.477</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28693.477</b>

### B. 19. Triacetin Barometric Condenser (E-315)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



Gambar B.7 Blok Diagram Pada Triacetin Barometric Condenser

#### a. Menghitung Entalpi Masuk

$$T = 100.551 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.701 \text{ K}$$

$$m = 47.086 \text{ kg}$$

Data *steam* didapat dari Appendix F.1 (Smith & Van Ness 6<sup>th</sup> ed., 2001) :

$$H_v = 2676.855 \text{ kJ/kg}$$

$$h_l = 421.416 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_v - h_l = 2255.439 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{vap}} &= m \times H_v \\ &= 47.086 \times 2676.855 \\ &= 126041.8 \text{ kJ} = 30124.7 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$W = \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \text{ (Hugot, 1972) (eq. 40.5 hal. 864)}$$

Dimana :

$W$  = Massa air pendingin tiap massa uap yang terkondensasi

$T_v$  = Suhu uap air masuk ( $^\circ\text{C}$ )

$T_1$  = Suhu air pendingin masuk ( $^\circ\text{C}$ )

$T_2$  = Suhu air pendingin setelah meninggalkan kondenser ( $^\circ\text{C}$ )

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar ( $T_2$ ), digunakan persamaan sebagai berikut

$$T_v - T_2 = 0.12 (T_v - T_1) \text{ (Hugot, 1972) (eq. 40.9 hal. 866)}$$

Sehingga,

$$100.551 \text{ } ^\circ\text{C} - T_2 = 0.12 (100.551 - 28)$$

$$100.551 - T_2 = 8.71$$

$$T_2 = 91.85 \text{ } ^\circ\text{C} = 365.00 \text{ K}$$

Perhitungan effisiensi condenser

$$\begin{aligned}\% \text{ eff} &= \frac{\Delta T_w}{T_{\text{vap}} - T_{\text{w in}}} \quad (\text{Patel eq 1.5}) \\ &= \frac{91.85 - 28}{100.55 - 28} \\ &= 0.880 \\ \% \text{ eff} &= 88\%\end{aligned}$$

Perhitungan uap terkondensasi

$$\begin{aligned}\text{Uap terkondensasi} &= 88\% \times \text{Vapor} \\ &= 41.435 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin berdasarkan perbandingan air pendingin dengan kondensat :

$$\begin{aligned}W &= \frac{607 + 0.3 T_v - T_2}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{607 + -62}{63.85} \\ &= 8.5413 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, kebutuhan air pendingin} &= 8.5413 \frac{\text{Kg air pendingin}}{\text{Kg uap terkondensasi}} \times \text{m uap terkondensasi} \\ &= 8.5413 \times 41.435 \\ &= 353.9124 \text{ kg}\end{aligned}$$

### b. Menghitung Enthalpi Keluar

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= m_{\text{condensate}} \times H_L + m_{\text{condensable vapor}} \times H_V \\ &= 41.44 \times 421.42 + 5.65 \times 2,676.85 \\ &= 32,586.568 \text{ kJ} = 7,788.377 \text{ kkal}\end{aligned}$$

### Perhitungan Neraca Energi

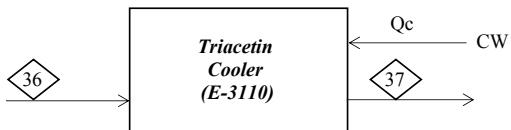
$$\begin{aligned}\text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\ \Delta H_{\text{vap}} &= \Delta H_{\text{keluar}} + Q_c \\ 30124.702 - Q_c &= 7788.377 \\ Q_c &= 22336.325 \text{ kkal}\end{aligned}$$

**Tabel B.18** Neraca Energi Triacetin Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Jet Ejector		Aliran <> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vap}}$	30124.702	$\Delta H_{\text{keluar}}$	7788.377
		$Q_{cw}$	22336.325
Total	30124.702	Total	30124.702

### B. 20. Triacetin Cooler (E-3110)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi



Gambar B.20 Blok Diagram pada Triacetin Cooler

$$T \text{ input} = 231.38 \text{ } ^\circ\text{C} = 504.5 \text{ K}$$

$$T \text{ output} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

#### <36> Aliran dari Triacetin Distillation Column (D-310)

$$\Delta H \text{ total} = 720817.842 \text{ kkal}$$

#### <37> Aliran menuju Triacetin Storage Tank (D-3111)

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

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Diacetin	61.730	0.575	177.473
Triacetin	6215.103	0.557	17309.063
2-M-PD	0.200	0.681	0.681
<b>Total ΔH</b>			<b>17487.217</b>

#### Perhitungan Neraca Energi

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\Delta H \text{ aliran <36>} = \Delta H \text{ aliran <37>} + Q_c$$

$$720817.842 - Q_c = 17487.217$$

$$Q_c = 703330.625 \text{ kkal}$$

#### Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 703330.6246 / (1 \times 17) \\ = 41372.3897 \text{ Kg}$$

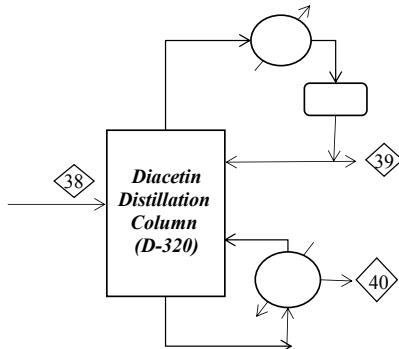
Jadi kebutuhan air pendingin untuk cooler E-3110 adalah = 41372.3897 kg

**Tabel B.19** Neraca Energi Triacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;36&gt; dari Triacetin Distillation Column (D-310)</i>			<i>Aliran &lt;37&gt; menuju Triacetin Storage Tank (F-3111)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Diacetin	61.730	7315.379	Diacetin	61.730	177.473
Triacetin	6215.103	713474.374	Triacetin	6215.103	17309.063
2-M-PD	0.200	28.088	2-M-PD	0.200	0.681
<i>Jumlah</i>		<b>720817.842</b>	<i>Jumlah</i>		<b>17487.217</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<i>Qc</i>	<b>703330.625</b>	
<b>Total</b>	<b>720817.842</b>		<b>Total</b>	<b>720817.842</b>	

### B. 21. Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi : Alat untuk memurnikan diacetin



Gambar B.21 Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column

Tekanan operasi	=	2.33	bar
Suhu Feed	=	173.6	°C
Suhu bubble point distilat	=	122.5	°C
Suhu dew point distilat	=	183.61	°C
Suhu bubble point bottom	=	274.22	°C
Suhu dew point bottom	=	274.49	°C

#### <38> Aliran dari Triacetin Distillation Column (D-310)

$$T = 173.60 \text{ } ^\circ\text{C} = 446.75 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - \text{Tref})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	171935.390
Monoaceton	174.650	0.604	15675.635
Diacetin	6111.240	0.575	522174.913
Triacetin	62.779	0.557	5196.216
<b>Total ΔH</b>			<b>714982.153</b>

#### <39> Aliran menuju WWT

$$T = 183.61 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.76 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - \text{Tref})$
Asam Asetat	2259.530	0.512	183521.719
Monoaceton	148.453	0.604	14222.182
Diacetin	916.686	0.575	83604.461
<b>Total ΔH</b>			<b>281348.362</b>

**<40> Aliran menuju Diacetin Cooler (E-326)**

$$T = 274.22 \text{ } ^\circ\text{C} = 547.37 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - \text{Tref})$
Monoaceton	26.198	0.604	3943.540
Diacetin	5194.554	0.575	744397.358
Triacetin	62.779	0.557	8714.793
<b>Total ΔH</b>			<b>757055.691</b>

**Perhitungan entalpi feed ( $H_F$ )**

$$\Delta H_F = 714982.153 \text{ kkal}$$

**Perhitungan beban kondensor**

$$Rop = 1.197$$

$$L = Rop \times D$$

$$V = (Rop+1)D$$

$$= 1.197 D$$

$$= 2.197 D$$

$$= 52.61 \text{ kmol}$$

$$= 96.54 \text{ kmol}$$

**Perhitungan panas laten**

$$H_v = \sum mi [\lambda i]$$

Komponen	mi (kmol)	$\lambda$ (kkal/kmol)	Hv (kkal)
Asam Asetat	82.681	5806.835	480116.844
Monoaceton	2.432	13613.440	33105.513
Diacetin	11.429	13264.500	151594.974
<b>Total Hv</b>			<b>664817.33</b>

**Perhitungan panas sensible**

$$\Delta H_{\text{keluar}} = 0 \text{ kkal}$$

**Neraca energi pada kondensor**

$$Q_c = \Delta H_v - \Delta H_{\text{keluar}}$$

$$= 664817.330 - 0.000$$

$$= 664817.330 \text{ kkal}$$

**Perhitungan kebutuhan air pendingin**

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 664817.330 / (0.9992 \times 17) \\ = 39140.171 \text{ kg}$$

### Perhitungan Q yang disuplai oleh steam (Q<sub>s</sub>)

$$\begin{aligned}
 H_{\text{aliran}} <38> + Q_s &= H_{\text{aliran}} <39> + H_{\text{aliran}} <40> + Q_c + Q_{\text{loss}} \\
 714982.153 + Q_s &= 281348.36 + 757055.691 + 664817.330 + 5\% H_{\text{in}} \\
 714982.1532 + Q_s &= 1703221.383 + 5\% H_{\text{in}} \\
 Q_s &= 1077882.461 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan kebutuhan steam

Steam yang dipakai untuk memanaskan Reboiler adalah saturated steam, dengan suhu

$$H_1 = 1085.8 \text{ kJ/kg} = 259.29 \text{ kkal/kg}$$

$$H_v = 2800.4 \text{ kJ/kg} = 668.74 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{\text{suplai}} = \text{massa steam} \times (H_v - H_1)$$

$$1077882.461 = \text{massa steam} \times (668.74 - 259.29)$$

$$\text{massa steam} = 2632.536 \text{ kg}$$

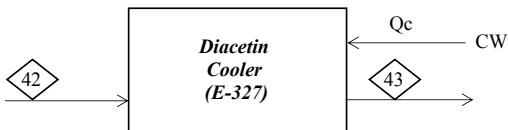
Jadi kebutuhan steam untuk pemanas adalah = 2632.536 kg

**Tabel B.20** Neraca Energi Diacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;38&gt; Aliran dari Triacetin Distillation Column (D-310)</i>			<i>Aliran &lt;39&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	171935.390	Asam Asetat	2259.530	183521.719
Monoacetin	174.650	15675.635	Monoacetin	148.453	14222.182
Diacetin	6111.240	522174.913	Diacetin	916.686	83604.461
Triacetin	62.779	5196.216	<i>Jumlah</i>		<b>281348.36</b>
<i>Jumlah</i>		<b>714982.15</b>	<i>Aliran &lt;40&gt; menuju Diacetin Cooler (E-326)</i>		
<i>Aliran Steam</i>					
H suplai	<b>1077882.46</b>		Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
			Monoacetin	26.198	3943.540
			Diacetin	5194.554	744397.358
			Triacetin	62.779	8714.793
			<i>Jumlah</i>		<b>757055.69</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			Q <sub>c</sub>	<b>664817.33</b>	
			<i>Heat Loss</i>		
			Q <sub>loss</sub>	<b>89643.23</b>	
Total	<b>1792864.61</b>		Total	<b>1792864.61</b>	

### B. 22. Diacetin Cooler (E-327)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi



Gambar B.22 Blok Diagram pada Diacetin Cooler

$$T \text{ input} = 274.22 \text{ } ^\circ\text{C} = 547.4 \text{ K}$$

$$T \text{ output} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

#### <42> Aliran dari Diacetin Distillation Column (D-320)

$$\Delta H \text{ total} = 757055.691 \text{ kkal}$$

#### <43> Aliran menuju Diacetin Storage Tank (F-327)

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

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

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta H \text{ (kkal)} = \text{massa} * \text{Cp} * (T - T_{ref})$
Monoacetin	26.198	0.604	79.117
Diacetin	5194.554	0.575	14934.343
Triacetin	62.779	0.557	174.839
<b>Total ΔH</b>			<b>15188.299</b>

#### Perhitungan Neraca Energi

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\Delta H \text{ aliran <42>} = \Delta H \text{ aliran <43>} + Q_c$$

$$757055.691 - Q_c = 15188.299$$

$$Q_c = 741867.392 \text{ kkal}$$

#### Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.Cp.\Delta T$$

$$mc = Q_c/Cp.\Delta T = 741867.3919 / (1 \times 17) \\ = 43639.2583 \text{ Kg}$$

Jadi kebutuhan air pendingin untuk cooler E-326 adalah = 43639.2583 kg

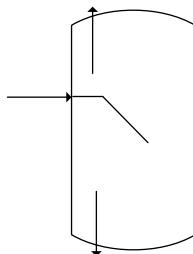
**Tabel B.21** Neraca Energi Diacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;42&gt; dari Diacetin Distillation Column (D-320)</i>			<i>Aliran &lt;43&gt; menuju Diacetin Storage Tank (F-327)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Monoaceton	26.198	3943.540	Monoaceton	26.198	79.117
Diacetin	5194.554	744397.358	Diacetin	5194.554	14934.343
Triacetin	62.779	8714.793	Triacetin	62.779	174.839
<i>Jumlah</i>	<b>757055.691</b>		<i>Jumlah</i>	<b>15188.299</b>	
<i>Aliran CW</i>					
			<i>Qc</i>	<b>741867.392</b>	
<b>Total</b>	<b>757055.691</b>		<b>Total</b>	<b>757055.691</b>	

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

#### C. 1 Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)



- Fungsi : Alat untuk memisahkan *crude glycerol* dengan *residue*
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M tipe 316 ( $f = 17900 \text{ psi}$ )
- Kondisi operasi :
- Tekanan =  $10.000 \text{ kPa} = 0.100 \text{ bar} = 1.5 \text{ psia}$
  - Suhu =  $86.87 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360.02 \text{ K} = 648.036 \text{ R}$
- Tipe : Adiabatis
- Dasar Pemilihan : Karena lebih ekonomis dan sederhana, tidak membutuhkan pemanas dalam sistem *flash tank*

Feed dan Refluks dalam keadaan liquid jenuh

Aliran Feed <4>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xf
1	Gliserol	6060.000	92.09	65.805	0.479
2	Air	1260.000	18.00	70.000	0.509
3	3-M-PD	142.500	106.12	1.343	0.010
4	2-M-PD	37.500	106.12	0.353	0.003
<b>Total</b>		<b>7500.000</b>		<b>137.501</b>	<b>1.000</b>

Aliran Atas <5>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xd
1	Gliserol	4.285	92.09	0.047	0.001
2	Air	1028.164	18.00	57.120	0.999
3	3-M-PD	1.041	106.12	0.010	0.000
4	2-M-PD	0.121	106.12	0.001	0.000
<b>Total</b>		<b>1033.611</b>		<b>57.178</b>	<b>1.000</b>

Aliran Bottom <6>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xb
1	Gliserol	6055.715	92.09	65.759	0.819
2	Air	231.836	18.00	12.880	0.160
3	3-M-PD	141.459	106.12	1.333	0.017
4	2-M-PD	37.379	106.12	0.352	0.004
<b>Total</b>		<b>6466.389</b>		<b>80.324</b>	<b>1.000</b>

Menentukan Berat Molekul

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	0.819	92.09	75.391
2	Air	0.160	18.00	2.886
3	3-M-PD	0.017	106.12	1.761
4	2-M-PD	0.004	106.12	0.465
<b>BM liquid</b>				<b>80.504</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	0.001	92.09	0.075
2	Air	0.999	18.00	17.982
3	3-M-PD	0.000	106.12	0.018
4	2-M-PD	0.000	106.12	0.002
<b>BM Uap</b>				<b>18.077</b>

Menentukan Densitas Uap dan Liquid

$$\begin{aligned} V &= 1033.611 \text{ kg/jam} \\ &= 2273.943 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= 6466.389 \text{ kg/jam} \\ &= 14226.057 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$BM_{uap} = 18.077 \text{ lb/lbmol}$$

$$BM_{liquid} = 80.504 \text{ lb/lbmol}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{BM \times T_o \times P}{360 \times T \times P_o} \\ &= \frac{18.077 \times 273.15 \times 0.100}{360 \times 360.02 \times 1} \\ &= 0.003810 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 6.0957E-05 \text{ g/cm}^3 \\ &= 3.372E-06 \text{ mol/cm}^3 \end{aligned}$$

Densitas Liquid

No	Komponen	xi	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	xi* $\rho$
1	Glicerol	0.819	1.260	1031.525
2	Air	0.160	1.027	164.678
3	3-M-PD	0.017	1.114	18.487
4	2-M-PD	0.004	1.114	4.885
<b>Total</b>		<b>1.000</b>		<b>1219.576</b>

$$\begin{aligned}\rho L &= 1219.576 \text{ kg/m}^3 \\ &= 76.1381 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1.2182097 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0.0151323 \text{ mol/cm}^3\end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Tangki

$$Kv = 0.35 \text{ ft/s} \quad \text{mist elemenator}$$

$$\begin{aligned}Uv \text{ maks} &= Kv \times \left( \frac{\rho L - \rho V}{\rho V} \right)^{0.5} \\ &= 0.35 \times \left( \frac{1.218 - 6.1E-05}{6.10E-05} \right)^{0.5} \\ &= 49.477 \text{ ft/s} = 178118.674 \text{ ft/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Wv}{Uv \times \rho V} \\ &= \frac{2273.943}{178118.674 \times 3.8E-03} \\ A &= 3 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$ID = 2.066 \text{ ft}$$

Distandarisasi menjadi ID = 3 ft = 30 in

$$\begin{aligned}LL \times A \times \rho L &= WL \times ts \\ LL &= 3.717 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L &= LL + 1.5 ID + 1.5 \text{ ft} \\ &= 8.967 \text{ ft} = 107.607 \text{ in} \approx 109 \text{ in} \\ L/D &= 3.633\end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

Direncanakan tutup atas = tutup bawah berupa *standard dish head*

Bahan konstruksi SA 240 grade M tipe 316

f = 17900 (Brownell, tabel.13-1)

E = 0.8  
 C = 0.6 in  
 P operasi = 1.5 psi  
 Pdesain =  $1.5 \times P_{\text{operasi}}$   
               = 2.175 psi  
 rc = D = 30 in  
 thead =  $0.885 \times P_d \times r_c / (f \times E - 0.1 \times P_d) + C$   
               = 0.60403 in  
 distandarisasi menjadi : 5/8 in  
 sf = 3 in  
 icr = 3 1/4 in  
 BC =  $r_c - i_{cr}$   
       = 26.75 in  
 AB =  $0.5 \times ID - i_{cr}$   
       = 11.75 in  
 b =  $r_c - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$   
       = 5.969 in  
 Tinggi tutup = thead + b + sf  
               = 9.573 in  
               = 0.79773 ft

#### Menentukan ketebalan

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \\
 &= \frac{2.2 \times 30}{2 \left( \frac{17900}{2} \times 0.8 - \frac{0.6}{2.2} \right)} + 0.6 \\
 &= 0.602 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 5/8 in

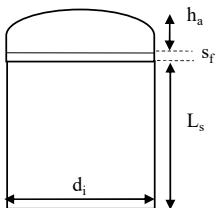
#### Menentukan Diameter Tutup Baru

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s = 31.25 \text{ in} = 54 \text{ in} \\
 ID &= OD - 2 t_s = 52.75 \text{ in} \\
 sf &= 2.25 \text{ in} \\
 icr &= 48 \text{ in} \\
 \text{Diameter tutup} &= OD + OD/42 + 2 \times sf + 2/3 \times icr \\
 &= 91.786 \text{ in}
 \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)
Fungsi	: Alat untuk memisahkan crude glycerol dengan residue
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 217.176 ft <sup>3</sup>

Dimensi Bejana	: Tinggi tangki	=	107.61	in
	: Diameter dalam bagian tangki	=	52.75	in
	: Diameter luar bagian tangki	=	54	in
	: Tebal tangki	=	5/8	in
	: Tebal tutup atas dan bawah	=	5/8	in
Bahan Konstruksi	: SA 240 grade M tipe 316			
Jumlah Alat	: 1 buah			

## C. 2 Crude Glycerol Storage Tank (F-111)



- Fungsi : Menyimpan bahan baku *Crude Glycerol*  
 Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head  
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA - 240 grade A  
 $(f = 16250 \text{ psi})$  *(Item 4. App. D Hal 342.  
 Brownell & Young, 1959)*  
 Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia  
 Suhu = 30 °C = 86 °F

### Perhitungan diameter dan tebal shell

Jumlah Gliserol	=	7,500,000 kg/jam	=	16,534,500 lb/jam
	=	180,000,000 kg/hari	=	396,828,000 lb/hari
Waktu penyimpanan	=	3 hari		
Jumlah	=	2 buah		
$\rho_{\text{Gliserol}}$	=	1.220 kg/l	=	76.1767 lb/ft³

$$\begin{aligned}\rho_{\text{Gliserol}} &= 1.282 \text{ kg/l} = 80.032 \text{ lb/ft}^3 = 1282 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{Air}} &= 1.004 \text{ kg/l} = 62.678 \text{ lb/ft}^3 = 1004 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{3MPD} &= 1.098 \text{ kg/l} = 68.546 \text{ lb/ft}^3 = 1098 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{2MPD} &= 1.084 \text{ kg/l} = 67.672 \text{ lb/ft}^3 = 1084 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

*Aspen Hysys V11*

$$\begin{aligned}x_{\text{Gliserol}} &= 0.808 \\ x_{\text{Air}} &= 0.168 \\ x_{3MPD} &= 0.019 \\ x_{2MPD} &= 0.005\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} &= \frac{x_{\text{Gliserol}}}{\rho_{\text{Gliserol}}} + \frac{x_{\text{Air}}}{\rho_{\text{Air}}} + \frac{x_{3MPD}}{\rho_{3MPD}} + \frac{x_{2MPD}}{\rho_{2MPD}} \\ \frac{1}{\rho_{\text{camp}}} &= \frac{0.808}{1.282} + \frac{0.168}{1.004} + \frac{0.019}{1.098} + \frac{0.005}{1.084} \\ \frac{1}{\rho_{\text{camp}}} &= 0.820 \text{ kg/l}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{camp}} &= 1.220 \text{ kg/l} = 76.1767 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume liquid} &= 396,828.000 / 76.177 = 5209.30668 \text{ ft}^3 \\ \text{Waktu penyimpanan} &= 3 \text{ hari} \\ \text{Volume penyimpanan liquid selama waktu penyimpanan} &= 15627.92 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume liquid dalam 1 tangki} &= 7,813.960 \text{ ft}^3 \\ \text{Asumsi Volume liquid mengisi } 80\% \text{ volume tangki, maka :} \\ \text{Volume total tangki} &= 9,767.450 \text{ ft}^3 \quad (\text{Table 6. Hal 37.}) \\ &\qquad\qquad\qquad \text{Timmerhaus, 1991) } \end{aligned}$$

### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter  $< 2$  sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

1.  $L_s / D < 2$
  2. Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum

Rumus menentukan volume tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} \left( \text{ft}^3 \right) && (\text{Pers 5.14 Hal 95}, \\ V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 && \text{Brownell \& Young,} \\ &&& 1959) \end{aligned}$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$\begin{aligned} A_{total} &= A. \text{silinder} + A. \text{tutup atas (ft}^2\text{)} \\ A_{total} &= (1/4 \times \pi x di^2 + \pi x di \times Ls) + (0.842 x di^2) \end{aligned} \quad \begin{array}{l} (Tabel 10 Hal \\ 220 \\ Dekker, 1993) \end{array}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
1.743	18.869325	2529.39284	9767.45002

$$L_s = -1.74 \text{ D}$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} (\text{ft}^3)$$

$$V_{\text{total}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5, 14 Hal 95.})$$

$$V_{\text{total}} = (1.734\pi/4 \times d^3) + 0.084672 \times d^3 \quad \text{Brownell \& Young}$$

$$9,767.450 = 1.4538 d_i^5 \quad 1959$$

$$d_i = 18.869 \text{ ft} = 226.43 \text{ in}$$

Menentukan tinggi liquid

V<sub>liquid</sub> = V.liquid dalam silinder

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}})$$

$$7.813.960 = 279.64 \text{ L}_{\text{liquida}}$$

$$L_{\text{beam}} = 27.94271 \text{ ft} = 335.313 \text{ in}$$

$$E_{\text{liquida}} = 8.51652 \text{ m}$$

### Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquid}} / 144 && (\text{Pers 3.17 Hal} \\
 &= 76.1767 \text{ lb/ft}^3 \times 27.9427 \text{ ft} / 144 && 46, \text{ Brownell \&} \\
 &= 14.782 \text{ psi} && \text{Young, 1959}) \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 29.482 \text{ psia} \\
 &= 14.782 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && (\text{Coulson \&} \\
 &= 16.260 \text{ psig} && \text{Richardson, 1993. Hal} \\
 &&& 810)
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon Steel, SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :  $f = 16250$

$$c = 0.125 \quad (\text{Tabel 6. Hal 542 Timmerhaus, 1991})$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{16.260 \times 226.43}{2(16250 \times 0.8 - 0.6 \times 16.3)} + 0.125 \\
 &= \frac{3681.79}{2 \times 12990.2} + 0.125 \\
 &= 0.267 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 1 1/8 in (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 228.68 \text{ in} = 19.057 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

distanarisasi, maka :

$$d_o = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 5.7 Hal 90, Brownell \& Young, 1959})$$

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 237.75 \text{ in} = 19.813 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi silinder

$$L_s = \frac{1.743}{d_i} d_i \\ = \frac{1.743}{34.538} \text{ ft} = 414.460 \text{ in}$$

### Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$$rc = 180 \text{ in} \quad (Tabel 5.7 Hal 91, Brownell & Young, 1959)$$

$$icr = 14.438 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{rc}{r_i}}) \\ = 1.633$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0.2\pi)} + c$$

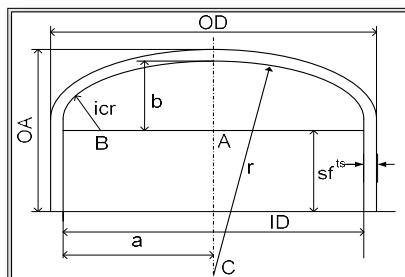
$$t_{ha} = \frac{4778.6952}{2 \times 12996.748} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.309 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 1 \text{ in} \quad (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)$$

### Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 240 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 4 \text{ in (diambil sf=3 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 118.875 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 104.438 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 225.563 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 40.072 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 199.928 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 44.072 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 240 \text{ in}$

$$t_{ha} = 1 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

maka :

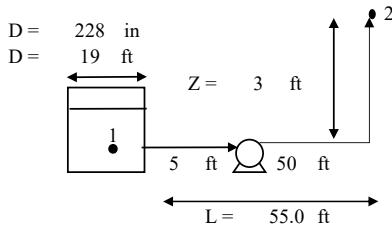
$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= L_s + OA \\ &= 458.532 \text{ in} \\ &= 38.21 \text{ ft} \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Crude Glycerol Storage Tank (F-111)
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Crude Glycerol
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: $9767.450 \text{ ft}^3 = 276.593 \text{ m}^3$
Dimensi	: Tinggi tangki = 458.532 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	: 2 buah

### C. 3 1<sup>st</sup> Glycerol Pump (L-112)

Fungsi : Memompa liquid dari Crude Glycerol Storage Tank menuju 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Crude Glycerol Storage Tank

Titik 2 : 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

#### **Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\
 &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\
 &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\
 &= 2297.4 \text{ psf}
 \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\
 &= 5.00 \text{ bar} = 500.0 \text{ kPa} = 72.52 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\
 &= 5.50 \text{ bar} = 550 \text{ kPa} = 79.77 \text{ psi} \\
 &= 11487 \text{ psf}
 \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\begin{aligned}
 \text{Mass rate} &= 7500.00 \text{ kg/jam} = 16537.50 \text{ lb/jam} \\
 \text{Viskositas} (\mu) &= 10.70 \text{ cp} = 0.00719 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Densitas} (\rho) &= 1220.00 \text{ kg/m}^3 = 76.162 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volumetrik Rate} &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{16538}{76.162} \frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/ft}^3} = 217.14 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.060 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 0.00171 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\
&= 3.9 \times 0.060^{0.45} \times 76.162^{0.13} \\
&= 1.94 \text{ in} \\
\text{Diameter standar} &= \text{Nominal pipe size 2 in sch 40} \\
\text{Outside diameter} &= 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft} = 0.060 \text{ m} \\
\text{Inside diameter} &= 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft} = 0.053 \text{ m} \\
\text{Area (A)} &= 0.0233 \text{ ft}^2 \\
&\qquad\qquad\qquad (\text{Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ ed., 2003:996}) \\
\text{Kecepatan fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0.0603}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.59 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \\
\text{Bilangan Reynold :} & \\
N_{\text{Re}} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{76.16 \times 0.1723 \times 2.5887}{0.0072} \\
&= 4723.21433
\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\begin{aligned}
\text{Friction loss (hc)} &= 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2g_c} = 0.057276 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \\
&= 0.17 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 4723.214

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$  m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{4,6 \times 10^{-5}}{0.053} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \varepsilon / D \text{ dan } N_{\text{re}} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

Fanning factor = 0.0090 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0420 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \\
= 0.13 \text{ J/kg}$$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0.0993 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 50.00

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.4204 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Elbow (h<sub>f</sub>)</i>	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.07810	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Globe valve (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.62483	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Tee (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.10414	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Friction loss (discharge)</i>	= 1.2275	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>	
Friksi total pompa	= 1.3268	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>	

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 3 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 76.16 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$- W_s = 0.10414 + 3 + 120.66 + 1.3268$$

$$- W_s = 125.09$$

$$\text{Head Pompa} = 125.09 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 38.151 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{125.09}{0.75} = 166.7863 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, P} = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{166.786 \times 0.0603 \times 76.1619}{550} \approx 1.39 \text{ hp} \approx 1.5 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

$P_v$  = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $N/m^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $kg/m^3$ )

$$P = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 8.82094 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.17 + 0.1257$$

$$= 0.297 \text{ J/kg} \times 1220 \text{ kg/m}^3$$

$$= 362.161 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11956} + \frac{8.82}{11956} - \frac{362.161}{11956} - \frac{4246}{11956} \\ &= 16.7995 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 27.073 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.5593 \text{ ft} = 0.7801 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

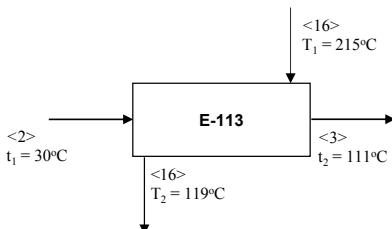
Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 1st Glycerol Pump (L-112)
Fungsi	: Memompa liquid dari Crude Glycerol Storage Tank menuju 1st Heat Exchanger
Kapasitas	: 7500.00 kg/jam
Daya pompa	: 1.50 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah

#### C. 4 Heat Exchanger 1 (E-113)

Fungsi : Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan Glycerol

Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 Unit



Kondisi operasi :

Keterangan fluida yang masuk heater :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Massa <16>	5995.53169	kg/jam	13217.8848	lb/jam
T1	215.23	°C	419.40751	°F
T2	118.92	°C	246.054894	°F
Massa <2>	7500	kg/jam	16534.6697	lb/jam
t1	30	°C	86	°F
t2	110.84	°C	231.518389	°F
Rd	0.001	hr ft²F/Btu		
Batas ΔP <2>	10	psi		
Batas ΔP <16>	10	psi		

#### 1. Material and Heat Balance

Dari perhitungan neraca energi (Appendiks B )

$$\text{Energi masuk} = \text{Energi keluar}$$

$$\Delta H \text{ aliran } <2> + \Delta H \text{ aliran } <16> = \Delta H \text{ aliran } <3> + \Delta H \text{ aliran } <17>$$

$$27496.631 + 863423.237 = 489434.376 + 401485.49$$

$$890919.8681 \text{ kkal} = 890919.868 \text{ kkal}$$

$$Q = 890919.8681 \text{ kkal/jam} = 3533091.3691 \text{ btu/jam}$$

#### 2. Menghitung Δt

Hot fluid	Cold fluid	Diff	
419.408	Higher temp (°F)	231.518	187.889
246.055	Lower temp (°F)	86	160.055
173.353	Diff	145.518	27.8342

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{27.8342271}{\ln\left(\frac{187.889}{160.055}\right)} = 173.60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{173.353}{145.518} = 1.19128 \quad S = \frac{145.5183889}{419.408 - 86} = 0.43646$$

$F_T$  : 1-2 exchanger,  $F_T = 0.9$  (Kern, fig.18)  
 $\Delta t = 0.9 \times 173.60 = 156.24 \text{ } ^\circ\text{F}$  (Kern, eq.7.42)

### 3. Menghitung suhu calorific ( $T_c$ dan $t_c$ )

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(419 + 246)}{2} = 333 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 232)}{2} = 159 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 4. Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial $U_D$

$$\text{trial } U_D = \frac{26 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}}{A} \quad (\text{Kern, apendiks tabel 8})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{3,533,091.37}{26 \times 156.24} = 869.738 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 120 \text{ ft}^2$ , maka digunakan STHE

Digunakan **Heat Exchanger (Shell and Tubes)** (*Kern, apendiks tabel 10*) dengan data - data berikut :

Panjang tube, L	=	144	in	=	12	ft
BWG	=	18				
Pitch	=	1	in (triangular)			(Kern, apendiks tabel 9)
OD tube	=	3/4	in			
ID tube	=	0.652	in			
$R_D$	=	0.001	hr ft <sup>2</sup> $^\circ\text{F}/\text{Btu}$			

Dari Kern table 10, pada 3/4 in OD tube dan 18 BWG dapat diperoleh :

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Number of tube (Nt)} &= \frac{A}{n \times L \times a''t} \\ &= \frac{869.7383599}{1 \times 12 \times 0.1963} \\ &= 369 \text{ buah (pembulatan)} \end{aligned}$$

Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes 2-P

$$\begin{aligned} \text{Nt standar} &= 376 \text{ buah} \\ n &= 2 \\ \text{ID}_s &= 23 1/4 \text{ in} = 2 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga  $U_D$  koreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Nt \times U_D \text{ trial}}{Nt \text{ standar}} \\ &= \frac{369}{376} \times \frac{26}{26} \\ &= 25.5313 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

### Bagian Shell

$ID_s$	=	23.25	in	
$n'$	=	1	(jumlah passes pada shell)	
$de$	=	0.73	in (diameter ekivalen)	(Kern, apendiks fig.28)
$B$	=	6	in (baffle spacing)	

### Bagian Tube

$di$	=	0.652	in (diameter dalam tube)	(Kern, app tabel 10)
$do$	=	0.75	in (diameter luar tube)	
$L$	=	144	in = 12 ft (panjang tube)	
$n$	=	2	buah (jumlah passes pada tube)	(Kern, app tabel 9)
$Nt$	=	376	buah (jumlah tube)	(Kern, app tabel 9)
$Pt$	=	1	in (jarak antar sumbu tube)	
$C'$	=	0.25	in (jarak antar diameter luar tube)	( $C' = Pt - do$ )
$a''t$	=	0.1963	ft <sup>2</sup> (luas permukaan panjang)	(Kern, app tabel 10)
$a't$	=	0.334	in <sup>2</sup> (luas penampang aliran)	(Kern, app tabel 10)

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian shell (crude glycerol)	Bagian tube (glycerol)
<b>5 Menghitung Nre shell</b>	<b>5' Menghitung Nre tube</b>
$a_s = (ID_s \cdot C' \cdot B) / (n' \cdot P_t \cdot 144)$ $= 0.24219 \text{ ft}^2$	$a_t = (Nt \times a') / (n \times 144)$ $= 0.43606 \text{ ft}^2$
$G_s = \text{massa} / a_s$ $= 68,272.2 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \text{massa} / a_t$ $= 30312.4 \text{ lb/hr.ft}^2$
pada $T_a = 159 \text{ }^{\circ}\text{F}$	pada $t_a = 333 \text{ }^{\circ}\text{F}$
$\mu = 10.7 \text{ cp}$	$\mu = 9.5 \text{ cp}$
$Nre_s = (G_s \times de) / (\mu \times 2,42)$	$Nre_t = (G_t \times di) / (\mu \times 2.42)$
$= 160.393$	$= 71.6387$
<b>6 Menghitung harga koef film perpindahan panas, <math>ho</math></b>	<b>6' Menghitung koef film perpindahan panas, <math>hi</math></b>
$J_H = 6 \text{ (fig.28, Kern)}$ $c_p = 0.76343 \text{ Btu/(lb)}(^{\circ}\text{F})$ $k = 0.22 \text{ Btu/(hr)(ft)}(^{\circ}\text{F})(\text{Kern}, \text{tbl. 4})$ $ho = J_H \times (k/de) \times (c_p \times \mu \times 2,42/k)^{1/3}$ $= 97.1883 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$	$J_H = 4 \text{ (fig.28, Kern)}$ $c_p = 0.77717 \text{ Btu/(lb)}(^{\circ}\text{F})$ $k = 0.22 \text{ Btu/(hr)(ft)}(^{\circ}\text{F})(\text{Kern}, \text{tbl. 4})$ $hi = J_H \times (k/di) \times (c_p \times \mu \times 2,42/k)^{1/3}$ $= 70.1391 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= hi \times ID/OD \\
 &= 70.1391 \times 0.65 / 0.75 \\
 &= 60.9742 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

### 7 Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_C$ )

$$\begin{aligned}
 U_C &= (ho \times h_{io}) / (ho + h_{io}) \\
 &= 37.4677 \text{ Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### 8 Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $R_D$ )

$$\begin{aligned}
 R_D &= (U_C - U_D) / (U_C \times U_D) \\
 &= 0.01248
 \end{aligned}$$

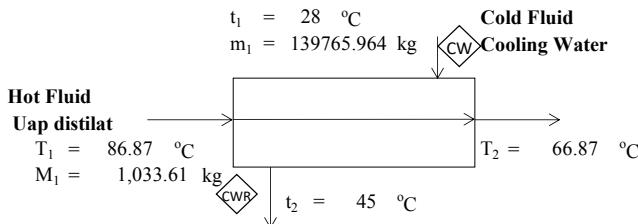
Ternyata  $R_D$  dihitung  $> R_D$  ketetapan, sehingga memenuhi

Evaluasi $\Delta P$	
Bagian shell (crude glycerol)	Bagian tube (glycerol)
<b>1) <math>Nre_s = 160.393</math></b> $f = 0.005$ (fig.29, Kern)	<b>1) <math>Nre_t = 71.6387</math></b> $f = 0.005$ (fig.26, Kern) $s.g = 1.26$
<b>2) Menghitung harga (N+1)</b> $N+1 = (12 \times L \times n')/B$ $= 24$ $ID_s = 23.25 \text{ in} = 1.9375 \text{ ft}$ $s.g = 1.06115$ $\Delta Ps = \frac{f G_s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \text{ de Sg fs}}$ $= 0.3216 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Ps &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>	<b>2) <math>\Delta P1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID_t \times sg \times ft}</math></b> $= 0.03085419 \text{ psia}$ <b>3) <math>\Delta Pn = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}</math></b> dengan nilai $G_t = 30312.4$ $\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 0.001$ (fig.27, Kern) $\Delta Pn = 0.00635 \text{ psia}$ $\Delta Pt = \Delta P1 + \Delta Pn$ $= 0.0372 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Pt &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Heat Exchanger 1 (E-113)
Fungsi	: Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan Glycerol
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2
Dimensi tube	Jumlah Tube = 376 buah Inside Diamater = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in

Dimensi shell	:	Diameter Shell = 23.3 in Baffle space = 6 in
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah

### C. 5. Crude Glycerol Condenser (E-115)



Fungsi : Mengkondensasikan distilat dari Flash Separator Tank (D-110)

#### 1) Heat Balance

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 2,417,236.10 \text{ kkal} \\ &= 9,586,758.38 \text{ Btu} \end{aligned}$$

#### Uap distilat

$$\begin{aligned} T_1 &= 86.9 \text{ °C} &= 188 \text{ °F} \\ T_2 &= 66.9 \text{ °C} &= 152 \text{ °F} \end{aligned}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 1,033.61 \text{ kg/jam} = 2,273.94 \text{ lb/jam}$$

#### Cooling Water

$$\begin{aligned} t_1 &= 28 \text{ °C} &= 82.4 \text{ °F} \\ t_2 &= 45 \text{ °C} &= 113 \text{ °F} \\ w &= 139,765.96 \text{ kg} &= 307,485.12 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah condenser = 1 maka

$$\begin{aligned} Q &= 9,586,758.38 \text{ Btu} \\ W &= 2,273.94 \text{ lb/jam} \\ w &= 307,485.12 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 2) Menghitung $\Delta t_{LM}$

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff.	
188.366	Higher T. 113	75	$\Delta t_2$
152.366	Lower T. 82.4	69.966	$\Delta t_1$
36	31	-5	

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 73 \text{ °F}$$

#### 3) Caloric Temperature

$$\begin{aligned} T_{av} &= 170 \text{ °F} \\ t_{av} &= 97.7 \text{ °F} \end{aligned}$$

**4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial  $U_D$**

$$\mu_{\text{gas}} = 0.79 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{water}} = 0.9925 \text{ cp}$$

$$\text{Trial } U_D = 60$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 2199.8307 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.33 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.04 \text{ in}^2$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.049 \text{ in} = 0.004 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 1 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 1.25 \text{ in} = 0.1 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 1.15 \text{ in} = 0.096 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= 560.44$$

Dari table.9 Kern, Nt di standardisasi untuk mendapatkan ID<sub>shell</sub>

$$\text{Nt.s} = 562$$

$$\text{IDs} = 35 \text{ in} = 2.92 \text{ ft}$$

$$n = 4$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 59.83$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

*Tube Side*

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Nt} = 562$$

$$n = 4$$

$$P_T = 1.25 \text{ in}$$

$$a' = 1.04 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0.33 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 1.15 \text{ in}$$

*Shell Side*

$$\text{IDs} = 35 \text{ in}$$

$$n' = 1$$

$$B = 7 \text{ in}$$

$$de = 0.72 \text{ in} \quad (\text{fig.28 Kern})$$

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(4') $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ = 1.0147 Gt = w/at = 303023.936 lb/hr.ft <sup>2</sup>	(4) C' = P <sub>T</sub> - OD C' = 1.25 - 1 = 0.25 in $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.34
V = Gt/3600ρ = 1.34677 fps	Gs = W/as = 6682.61 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 12090.59	$NRe_s = \frac{G_s \times d_e}{\mu}$ = 209.73
hi = 750 x 0.90 = 675.0 (App. Fig. 25 Kern)	$G'' = \frac{W}{lxNt.s^{\frac{2}{3}}}$ = 2.78
(8) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 776.25$	Trial ho = 500.00 tw = 128.62 tf = 149.49 kf = 0.12 sf = 0.79 μf = 0.79 cp ho = 900.00 (fig. 12.9)

(9) Clean overall coefficient, Uc

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 416.78 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

(10) Dirt Factor, R<sub>d</sub>

$$U_D = 59.83$$

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_D}{U_c + U_D} = 0.014 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)/BTU}$$

Pressure Drop

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(1') Re t = 12090.59 f = 0.0003 (Fig 26 Kern) s = 0.9925	(1) Re s = 209.73 f = 0.0004 (Fig 29 Kern) s = 0.79
(2') $\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$	(2) $\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S} \times \frac{1}{2}$

$$= 0.2663 \text{ psi}$$

$$= 0.0004 \text{ psi}$$

**(3) Menghitung  $\Delta P$  karena tube passes**

$$\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2 \cdot g c} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0.1935 \text{ psi}$$

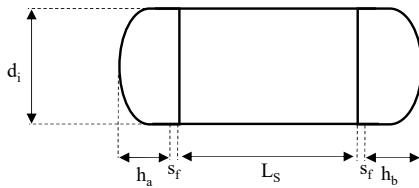
**(4)  $\Delta P$  tot = 0.4598 psi**

Karena  $\Delta P_{tot} < 10 \text{ psi}$  maka memenuhi

Karena  $\Delta P < 2 \text{ psi}$  maka memenuhi

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	Crude Glycerol Condenser (E-115)	
Fungsi	Mengkondensasikan distilat dari Flash Separator Tank (D-110)	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 4	
Dimensi		
Tube	Jumlah Tube = 562 buah Inside Diamater = 1.15 in Outside Diameter = 1 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.25 in	
Shell	Diameter Shell = 35 in Baffle = 7 in	
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	

### C. 7 Crude Glycerol Accumulator (F-116)



Fungsi : Menampung kondensat *crude glycerol*

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk *standard dished head*

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 10 \text{ kPa} = 0.1 \text{ bar} = 1.5 \text{ psia}$$

$$\text{Suhu} = 86.87^\circ\text{C} = 188.366^\circ\text{F}$$

$$D = 1,034 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{distilat}} = 0.5827 \text{ kg/l} = 36.41 \text{ lb/ft}^3 = 582.7 \text{ kg/m}^3$$

$$V_1 = 2 \text{ m}^3/\text{jam} = 63 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V_t)} &= \frac{100}{80} \times V_1 \\ &= \frac{100}{80} \times 63 \text{ ft}^3/\text{tangki} \\ &= 78 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V_t = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.0847 d_i^3$$

$$V_t = 1.3469 d_i^3$$

$$78 = 1.3469 d_i^3$$

$$d_i = 3.87 \text{ ft}$$

$$L_s = 5.81 \text{ ft}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3$$

$$63 = 11.78 L_{\text{liquida}} + 9.85$$

$$L_{\text{liquida}} = 4.48 \text{ ft} = 53.78 \text{ in}$$

Karena silinder horizontal, maka  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki :

$$80\% L_{\text{liquida}} \text{ saat tangkinya tegak, sehingga } L_{\text{liquida}} = 3.59 \text{ ft}$$

#### Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatis}} &= \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144 \\ &= 0.90639 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 2.4 \text{ psia} = 12.34 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 13.6 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tebal Silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 14600$$

$$c = 0.125$$

Dipilih sambungan las *single welded butt joint* dengan,  $E = 0.8$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13-1 Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{13.58}{2(14600 \times 0.8 - 0.6 \times 13.578)} + 0.13 \\
 &= \frac{52.5987}{2 \times 11671.8532} + 0.125 \\
 &= 0.1273 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 3/16 in

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$= 46.861 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh } d_o = 48 \text{ in}$$

sehingga didapatkan nilai  $d_i$  baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 47.63 \text{ in} = 3.97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tinggi Silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2 d_i \\
 &= 71.44 \text{ in} = 5.95 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tinggi Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 h_a &= h_b = 0.169 d_i \\
 &= 8.05 \text{ in} = 0.67 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tebal Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$rc = 47.63 \text{ in}$$

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

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times rc}{(fE - 0.1\pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{572.2862}{1 \times 11,678.6} + 0.13$$

$$t_{ha} = 0.1740 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

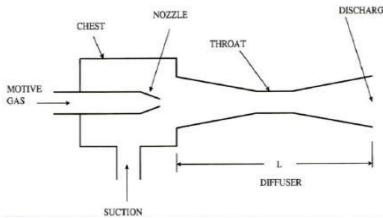
$$t_{ha} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$t_{hb} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Tangki Total} &= L_s + h_a + h_b + 2 \text{ sf} &= 91.53 \text{ in} \\ &&= 7.63 \text{ ft}\end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Accumulator (F-116)
Fungsi	:	Menampung kondensat crude glycerol
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	78.30 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 91.53 in Diameter dalam bagian silinder = 47.63 in Diameter luar bagian silinder = 48 in Tebal silinder = $\frac{3}{16}$ in Tebal tutup kiri = $\frac{3}{16}$ in Tebal tutup kanan = $\frac{3}{16}$ in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah

### C. 8 Crude Glycerol Ejector (G-117)



Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi untuk pengondisian vakum.

Material : Carbon Steel, SA 283, Grade C

Type : Single Stage Jet

Jumlah : 1 Unit

Perhitungan:

$$\text{Tekanan Vacuum Tangki} = 2.9530 \text{ inHg abs}$$

$$\text{Suhu vapor, } T_v = 100.28^\circ\text{C} = 212.502^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan Vapor} = 11.7324 \text{ kPa}$$

$$= 88.0 \text{ mmHg} = 3.43 \text{ inHg}$$

$$\text{Pounds of water vapor per pound of air} = 5 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-20C, hal. 365})$$

$$\text{Uap air menuju ejector} = 103.361 \text{ kg} = 227.394 \text{ lb}$$

$$\text{Sehingga, } W_v' = 5 \text{ lb uap air/ lb udara}$$

$$\text{Recommended udara kering} = 200 \text{ lb/jam} \quad (\text{Ludwig, hal. 367})$$

$$\text{Total uap air} = W_a \times W_v'$$

$$= 200 \times 5$$

$$= 1000 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total campuran uap ke ejector} &= 1000 + 227.394 \\ &= 1227.39 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan steam } W_s = W_s' \times W_m \times K \times F \quad (\text{Ludwig, hal. 372})$$

$$\text{nilai } K = 0.92 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-28 C, hal. 376})$$

$$\text{nilai } F = 1 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-28 D, hal. 376})$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam } W_s &= 5 \times 1227.39 \times 0.92 \times 1 \\ &= 5646.0140 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### Pemilihan Ukuran Jet Ejector :

(Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373)

$$\text{Kebutuhan steam} = 5646.0140 \text{ lb steam/jam}$$

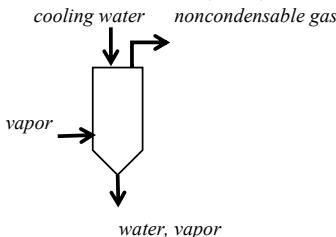
$$\text{Panjang} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Suhu steam} = 250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan steam} = 1.7 \text{ bar} = 24.65 \text{ psia} = 9.95 \text{ psig}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	: <i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacuum Tangki	: 2.953 inHg abs
Suhu vapor, $T_v$	: 100.28 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	: 3.43 inHg
Total uap air	: 1000 lb/jam = 454.545 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	: 1227.39 lb/jam
Suhu steam	: 250 °C
Tekanan steam	: 1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, $W_s$	: 5646.01 lb/jam = 2566.37 kg/jam
Jumlah	: 1 Unit

### C. 9 Crude Glycerol Barometric Condensor (E-118)



- Fungsi : Mengkondensasikan uap dari *Crude Glycerol Ejector*  
 Type : *Counter-Current Dry Air Condenser*  
 Jumlah : 1 unit  
 Bahan : *Carbon Steel, SA 283, Grade B*

#### Perhitungan

$$\text{Rate uap} = 103.361 \text{ kg/jam} = 227.394 \text{ lb/jam}$$

Dari Hugot, tabel 40.2 hal 858 diperoleh bahwa :

$$\text{Untuk rate penguapan} \quad 227.394 \text{ lb/jam}$$

$$H = 8 \text{ ft} = 2.4384 \text{ m} = 96.0001 \text{ in}$$

Luas penampang condenser, S :

$$S = 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton uap yang akan diembunkan tiap jam}$$

$$S = 1.7 \frac{\text{ft}^2}{\text{ton}} \times 103.4 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}}$$

$$S = 0.176 \text{ ft}^2$$

$$S = \pi/4 * ID^2$$

$$0.176 = 0.785 \times ID^2$$

$$ID^2 = 0.224$$

$$ID = 0.473 \text{ ft} = 5.677 \text{ in}$$

$$OD = 12 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, hlm 89})$$

$$\text{Diameter condenser, D} = 12 \text{ in} = 0.3048 \text{ m}$$

Bagian dasar berbentuk kerucut dengan sudut  $60^\circ$  terhadap garis horizontal.

Berdasarkan Neraca Massa dan Energi didapatkan:

$$T_2 = 100.28^\circ \text{C}$$

$$w = 8.5760 \text{ kg air pendingin / kg uap terkondensasi}$$

$$w = 18.9066 \text{ lb air pendingin / lb uap yang terkondensasi}$$

Asumsi:

$$\begin{aligned} 90\% \text{ vapor terkondensasi} &= 90\% \times V_2 \\ &= 90\% \times 103.36 \text{ kg} \\ &= 93.02 \text{ kg} = 205.08 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang dibutuhkan} &= \text{Uap terkondensasi} \times W \\ &= 93.02 \times 8.576 \\ &= 797.8 \text{ kg} = 1758.8 \text{ lb}\end{aligned}$$

Kecepatan air dalam kolom condenser,  $v : 7 - 9 \text{ ft/s}$  (Hugot, Hal 882)

Diambil :  $v = 7 \text{ ft/s} = 2.1 \text{ m/s} = 21 \text{ dm/s}$

Diameter kolom barometrik :

$$\frac{\pi V(D)^2}{4} = \frac{Q(W+1)}{3600} \quad (\text{Hugot, Pers 40.22, Hal 882})$$

Dimana:  $D$  = diameter kolom barometrik (dm)

$V$  = kecepatan aliran dalam kolom (dm/s)

$Q$  = uap air yang diembunkan (lb/jam)

$W$  = perbandingan air pendingin dengan uap yang diembunkan

maka :

$$D = \sqrt{\frac{4Q(W+1)}{241185}}^{0.5} \quad (\text{Hugot, pers 40.23, hlm 882})$$

$$= \sqrt{\frac{372.1 \times 19.9}{241185.08}}^{0.5}$$

$$= (0.03071)^{0.5}$$

$$= 0.1752 \text{ dm} = 1.8 \text{ cm}$$

Digunakan batas bawah untuk suhu air keluar =  $100.3^\circ\text{C}$

Kevakuman maksimum =  $88 \text{ mmHg} = 3.460 \text{ inHg}$

Batas yang diperlukan untuk menjaga kemungkinan kenaikan tekanan barometrik,  $P_{max} = 4.0 \text{ inHg}$

Tinggi kolom barometrik,  $H_b$  :

$$H_b = H_o + h + S \quad (\text{Hugot, Pers 40.19, hlm 881})$$

$$\rho_{\text{air}}(28^\circ\text{C}) = 996.24 \text{ kg/m}^3 = 0.996 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Spesifik volume air} = 1.000 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$H_o = 10.33 \times \frac{8.79}{76} \times \frac{78}{76} \times 1$$

$$H_o = 1.23 \text{ m} = 4.04 \text{ ft}$$

sedangkan menghitung  $h$  sebagai berikut :

$$h = (1 + a) * V^2/2g$$

Dimana:  $h$  = head air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempunyai kecepatan tetap sebesar  $v$

$v$  = kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)

$g$  = percepatan gravitasi (ft/s<sup>2</sup>)

Dari Hugot, tabel 40.19, hlm 881 diperoleh :

Untuk diameter kolom,  $D = 17.52 \text{ mm}$

$$\alpha = 6.1$$

Jadi :

$$h = (1 + 6.1) \times \frac{49}{64.3}$$

$$= 5.409 \text{ ft}$$

Batas keamanan, s :

$$S = \text{faktor keamanan} = 1.5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi : } H_b &= H_o + h + S \\ &= 4.038 + 5.409 + 1.5 \\ &= 10.947 \text{ ft} = 3.337 \text{ m}\end{aligned}$$

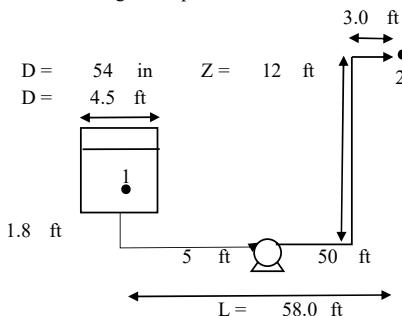
Untuk menjaga kondisi vakum maka digunakan tinggi sebesar 3.337 m = 10.9 ft

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Type	: Barometric condenser
Bahan	: Carbon steel SA 283 grade B
Rate bahan	: 103.361 kg uap/jam
Luas penampang condenser	: 0.176 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	: 12 in
Jumlah air pendingin	: 798 kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	: 4.0 inHg
Diameter kolom barometrik	: 0.0575 ft
Batas keamanan	: 1.5 ft
Tinggi kolom barometrik	: 10.9472 ft
Jumlah	: 1 Unit

### C. 10 2<sup>nd</sup> Glycerol Pump (L-119)

Fungsi : Memompa liquid dari Crude Glycerol Flash Separator Tank menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Crude Glycerol Flash Separator Tank

Titik 2 : 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

#### Suction Pressure ( $P_1$ ) :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 0.10 \text{ bar} = 10.00 \text{ kPa} = 1.45 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 0.11 \text{ bar} = 11 \text{ kPa} = 1.60 \text{ psi} \\ &= 229.7 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### Discharge Pressure ( $P_2$ ) :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110.0 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.21 \text{ bar} = 121 \text{ kPa} = 17.55 \text{ psi} \\ &= 2527 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### Penentuan Dimensi :

$$\begin{aligned} \text{Mass rate} &= 6466.39 \text{ kg/jam} = 14258.39 \text{ lb/jam} \\ \text{Viskositas} (\mu) &= 10.70 \text{ cp} = 0.00719 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Densitas} (\rho) &= 1282.00 \text{ kg/m}^3 = 80.032 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{14258}{80.032} \frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/ft}^3} = 178.16 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.049 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$= 0.0014 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 5.05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter optimum =  $3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13}$  (timmerhause 4th edition: 496)  
 $= 3.9 \times 0.049^{0.45} \times 80.032^{0.13}$   
 $= 1.78 \text{ in}$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40  
*Outside diameter* = 2.375 in = 0.198 ft = 0.060 m  
*Inside diameter* = 2.067 in = 0.172 ft = 0.053 m  
*Area (A)* = 0.0233 ft<sup>2</sup>

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)  
Kecepatan fluida (v) =  $\frac{Q}{A} = \frac{0.0495}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.12 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}$

Bilangan Reynold :  
 $N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{80.03 \times 0.1723 \times 2.1240}{0.0072}$   
= 4072.28572

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

- Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2g_c} = 0.038558 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

- Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 4072.286

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.053} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

Fanning factor = 0.0100 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0383 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0.0769 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

- Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 53.00

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.4062 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2
Globe valve              Wide Open	6	1
Tee	1	1
Elbow (h <sub>f</sub> )	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.10516 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Globe valve (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.42064 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Tee (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.07011 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Friction loss (discharge)	= 1.0021	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Friksi total pompa	= 1.0790	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 12 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 80.03 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$-W_S = 0.07011 + 10.2 + 28.71 + 1.0790$$

$$-W_S = 40.06$$

$$\text{Head Pompa} = 40.06 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 12.2164 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = -\frac{W_S}{\eta}$$

$$W_p = \frac{40.06}{0.75} = 53.4067 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{53.4067 \times 0.0495 \times 80.0325}{550} \approx 0.38 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \text{ hp}$$

Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

Pf = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

Pv = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 0.1 \text{ bar} = 10000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 2.73 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.12 + 0.1146$$

$$= 0.230 \text{ J/kg} \times 1282 \text{ kg/m}^3$$

$$= 294.609 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{10000}{12563.6} + 2.73 - \frac{294.609}{12563.6} - \frac{4246}{12563.6} \\ &= 3.16776 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 22.213 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

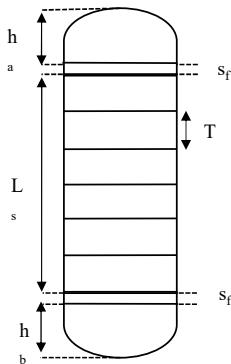
diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.2430 \text{ ft} = 0.6837 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 2nd Glycerol Pump (L-119)
Fungsi	: Memompa liquid dari Crude Glycerol Flash Separator Tank menuju 2nd Heat Exchanger
Kapasitas	: 6466.39 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah

### C. 11 Glycerol Distillation Column (D-120)



- Fungsi : Alat untuk memurnikan Crude Glycerol sehingga didapat produk berupa Gliserol yang lebih murni
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M tipe 316 ( $f = 17500$  psi)
- Kondisi operasi :
- Tekanan = 25.000 kPa = 0.250 bar = 3.6 psia
  - Suhu = 112.79 °C = 385.938 K = 694.688 R
  - Tipe : Sieve tray
  - Dasar Pemilihan : Sieve tray relatif lebih murah daripada bubble cap tray, juga dapat digunakan untuk rate yang besar dan entrainment yang terjadi cukup kecil

Dari data neraca massa pada Appendiks A, diketahui :

- Feed
  - Rate = 6466.39 kg/h
  - Temperatur = 112.79 °C
  - Tekanan = 25 kPa
- Distilat
  - Rate = 470.86 kg/h
  - Temperatur = 164.36 °C
  - Tekanan = 20 kPa
- Bottom
  - Rate = 5995.53 kg/h
  - Temperatur = 246.59 °C
  - Tekanan = 30 kPa

Dari perhitungan neraca massa pada Appendiks A, didapat nilai R, Rm, dan N min:

$$R = 0.49$$

$$\frac{R}{R+1} = 0.33$$

$$R_m = 0.33$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0.25$$

$$N \text{ min} = 6$$

- **Menentukan jumlah plate aktual**

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox  
(Geankolis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $R_m/(R_m+1)$ ,  
didapatkan sumbu x yaitu nilai  $N_m/N$  :

$$N_m/N = 0.5$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 11.5 \text{ plate} = 11 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $E_o$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32.5 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian Distilat : } \alpha_D = 4.491$$

$$\text{Bagian Bottom : } \alpha_B = 5.499$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 4.969$$

$$\mu = 0.02012 \text{ cP}$$

$$E_o = 83.5044 \%$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{11.4641}{83.50\%} = 13.729 = 14$$

- **Menentukan lokasi feed plate**

$$\log(m/p) = 0.206 \log\left\{\left(\frac{kgmolB}{kgmolD}\right) * \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right) F \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right) B / \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right) D\right]^2\right\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = -0.59788$$

$$m/p = 0.25242$$

$$m+p = 12$$

$$\text{sehingga } m = 2.42$$

$$p = 9.58$$

Jadi feed masuk pada antara plate 2 dan 3

- **Menentukan Densitas Uap dan Liquid**

Menentukan Densitas Feed

Feed dan Refluks dalam keadaan liquid jenuh

Aliran Feed <10>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xf
1	Gliserol	6055.715	92.09	65.759	0.819
2	Air	231.836	18.00	12.880	0.160
3	3-M-PD	141.459	106.12	1.333	0.017
4	2-M-PD	37.379	106.12	0.352	0.004
<b>Total</b>		<b>6466.389</b>		<b>80.324</b>	<b>1.000</b>

No	Komponen	xi	p (g/cm <sup>3</sup> )	xi*p
1	Gliserol	0.819	1.260	1031.525
2	Air	0.160	1.114	178.628
3	3-M-PD	0.017	1.114	18.487
4	2-M-PD	0.004	1.027	4.504
<b>Total</b>		<b>1.000</b>		<b>1233.144</b>

$$\rho_L = \begin{aligned} & 1233.1444 \text{ kg/m}^3 \\ & = 76.9852 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Densitas Produk

Aliran Distilat <11>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xd
1	Gliserol	60.557	92.09	0.658	0.043
2	Air	231.836	18.00	12.880	0.846
3	3-M-PD	141.459	106.12	1.333	0.088
4	2-M-PD	37.005	106.12	0.349	0.023
<b>Total</b>		<b>470.858</b>		<b>15.219</b>	<b>1.000</b>

Aliran Bottom <12>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xb
1	Gliserol	5995.158	92.09	65.101	0.99968
2	Air	0.374	18.00	0.021	0.00032
3	3-M-PD	0.000	106.12	0.000	0.00000
4	2-M-PD	0.000	106.12	0.000	0.00000
<b>Total</b>		<b>5995.532</b>		<b>65.122</b>	<b>1.000</b>

A. Bagian Enriching (Atas)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	0.744	92.09	68.474
2	Air	0.025	18.00	0.442
3	3-M-PD	0.154	106.12	16.339
4	2-M-PD	0.088	106.12	9.317
<b>Total</b>		<b>1.01</b>		<b>94.571</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	yi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	0.043	92.09	3.979
2	Air	0.846	18.00	15.233
3	3-M-PD	0.088	106.12	9.295
4	2-M-PD	0.023	106.12	2.431
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>30.939</b>

B. Bagian Exhausting (Bawah)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	1.000	92.09	92.085
2	Air	0.000	18.00	0.000
3	3-M-PD	0.000	106.12	0.000
4	2-M-PD	0.000	106.12	0.006
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>92.091</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Gliserol	0.999	92.09	91.976
2	Air	0.000	18.00	0.000
3	3-M-PD	0.000	106.12	0.000
4	2-M-PD	0.000	106.12	0.032
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>92.007</b>

Asumsi : Equimolar overflow

$$R = 0.4916$$

$$L = R \times D$$

$$= 0.4916 \times 15.2191 \text{ kmol/jam}$$

$$= 7.4818 \text{ kmol/jam}$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= (0.4916 + 1) \times 15.2191 \text{ kmol/jam}$$

$$= 22.7009 \text{ kmol/jam}$$

Feed saturate liquid maka  $q = 1$

$$\begin{aligned}
 L' &= qF + L \\
 &= 80.3237 + 7.4818 \\
 &= 87.8055 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= (q-1) F + V \\
 &= (1-1) 7.4818 + 22.7009 \\
 &= 22.7009 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan rate liquid dan gas

	rate liquid		rate gas	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Atas	22.7009	2,146.85	87.8055	2,716.58
Bawah	22.7009	2,090.55	87.8055	8,078.75

Beban uap terbesar terdapat pada bagian bawah, dan beban liquid terdapat pada bagian atas

$$\begin{aligned}
 V &= 8,078.75 \text{ kg/jam} \\
 &= 17,773.25 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 2,146.85 \text{ kg/jam} \\
 &= 4,723.06 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$BM \text{ uap} = 92.007 \text{ lb/lbmol}$$

$$BM \text{ liquid} = 94.571 \text{ lb/lbmol}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_v &= \frac{BM \times T_o \times P}{360 \times T \times P_0} \\
 &= \frac{92.007 \times 273.15 \times 0.250}{360 \times 385.94 \times 1} \\
 &= 0.045221 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0.00072354 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 7.864E-06 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

No	Komponen	xi	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$xi * \rho$
1	Gliserol	0.744	1.260	936.879
2	Air	0.025	1.015	24.898
3	3-M-PD	0.154	1.015	156.275
4	2-M-PD	0.088	1.000	87.792
<b>Total</b>		<b>1</b>		<b>1205.844</b>

$$\begin{aligned}
 \rho_L &= 1205.8439 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 75.2808 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1.2044934 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0.0127364 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

- **Menentukan beban kolom**

$$\begin{aligned} V_m &= 17,773.25 / (0.045 \times 3600) \\ &= 109.1743 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_m &= 4,723.06 / (75.281 \times 60) \\ &= 1.0457 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ &= 7.8215 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 V_m = 141.927 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\max} &= 1.3 Q_m = 1.35935 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0.7 V_m = 76.422 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\min} &= 0.7 Q_m = 0.73196 \text{ gpm} \end{aligned}$$

- **Menentukan Diameter Kolom**

Ditetapkan :

$$\begin{aligned} \text{Tray spacing (T)} &= 24 \text{ in} \\ \text{Effective Spacing, } S' &= St - 2.5hc \quad (\text{Pers. 8-251, Ludwig II}) \\ &= 18.625 \end{aligned}$$

dari ludwig *figure 8.121* didapatkan

$$V_c = 10.5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

Diameter kolom dihitung melalui :

$$\begin{aligned} D_t &= \left[ \frac{4 V_{\max}}{\pi V_c} \right]^{0.5} \\ &= \left[ \frac{4}{3.14} \times \frac{109.17}{10.5} \right]^{0.5} \\ &= 3.6394 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil desain diameter kolom = 6 ft = 72 in

Luas tray ( $A_t$ ) dapat dihitung melalui :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{\pi}{4} D_t^2 \\ &= 28.26 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- **Menentukan Tipe Tray**

Pada  $D_t = 6$  ft dan  $Q = 7.8215$  gpm

Tipe tray : reverse (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (0-50 gpm)

ditetapkan:  $hw = 2.3$  inch tinggi weir ( $2'' \leq hw + hw \leq 4''$ )  
 $hw - hc = 0.15$  inch (berkisar antara  $0.25''$ - $0.15''$ )

$$hc = 2.15 \text{ inch}$$

Menghitung Panjang Weir (lw)

$$Lw/D = 0.37 \quad (\text{Tabel 14.8, Van Winkle})$$

$$lw = 2.22 \text{ ft}$$

$$Q/(lw)^{2,5} = 1.06149$$

$$Fw = 1 \quad (\text{Weir Construction Factor, Fig. 8-105, Ludwig Vol.2})$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (how) & tinggi liquid di atas plate (hl)

$$\begin{aligned} how \max &= 0.092 \times Fw \times (Q_{\max} / lw)^{2/3} && (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2}) \\ &= 0.06628 \text{ in} & Fw &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} how \min &= 0.092 \times Fw \times (Q_{\min} / lw)^{2/3} && (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2}) \\ &= 0.04387 \text{ in} & Fw &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hl \max &= how \max + hw \\ &= 2.36628 \text{ in} & \text{Syarat} < 4' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hl \min &= how \min + hw \\ &= 2.34387 \text{ in} & \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$Ac = At - 2xAd$$

$$Adc = hc \times lw$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left( \frac{Q_{\max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \longrightarrow \text{Dipilih yang terkecil antara Adc atau Ad}$$

Trial L/D

L/D	<b>0.6</b>	<b>0.7</b>	<b>0.8</b>	<b>0.9</b>	<b>0.97</b>	<b>1</b>	<b>syarat</b>
<b>L, ft</b>	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
<b>lw, ft</b>	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
<b>Q/(lw)^{2,5}</b>	2.6	1.7	1.2	0.9	0.8	0.7	
<b>Fw</b>	1.035	1.025	1.010	1.0	1.0	1.0	
<b>how max, in</b>	0.050	0.044	0.040	0.037	0.035	0.034	
<b>how min, in</b>	0.033	0.029	0.027	0.024	0.023	0.023	
<b>hlmax, in</b>	2.350	2.344	2.340	2.337	2.335	2.334	< 4"
<b>hlmin, in</b>	2.33	2.33	2.33	2.32	2.32	2.32	> 2"
<b>Ad/At</b>	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.3468	0.5	
<b>Ad</b>	1.46952	2.48123	4.02422	6.54219	9.80057	14.13	
<b>Adc</b>	0.645	0.7525	0.86	0.9675	1.04275	1.075	
<b>hd</b>	1.3E-05	9.8E-06	7.5E-06	5.9E-06	5.1E-06	4.8E-06	< 1"

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{daerah distribusi liquid (Hdl)} &= 1 \text{ inch} \\ \text{daerah terbuang (Wt)} &= 0.5 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 35.958 \text{ ft}$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2\{x(r^2-x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

Hdt = 8 in (ditetapkan)

$$Ax = \frac{(Hdt+2Hdl)}{12} \times r \times 2$$

Aa = Aa cross -Ax

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.3785	0.5	
H, ft	0.6	0.858	1.2	1.692	2.271	3	
x, ft	2.31667	2.05867	1.71667	1.22467	0.64567	-0.08333	
r, ft	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	
Aa c, ft <sup>2</sup>	24.27	22.22	19.11	14.07	7.58	-0.99	
Ax, ft <sup>2</sup>	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	
Aa, ft <sup>2</sup>	19.34	17.29	14.18	9.14	2.65	-5.92	
Aa/At	68.438	61.176	50.168	32.329	9.373	-20.936	60-80%

dipilih L/D = 0.70 dengan %Aa/At = 61.176 %

$$\text{Ukuran lubang } A_o = \frac{A_a x 0.9605}{n^2} \text{ ( } 2.5 \leq n \leq 4 \text{ )}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft <sup>2</sup>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{141.927}{A_o}$$

$$hp = 12 \frac{\rho v}{\rho L} x 1.14 \left( \frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$hr = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$ht = hp + hr + hlmax$$

n	2	2.5	3	3.5	4
<b>Ao, ft<sup>2</sup></b>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038
<b>Ac , ft<sup>2</sup></b>	23.298	23.298	23.298	23.298	23.298
<b>Uo, ft/s</b>	34.188	53.418	76.922	104.700	136.751
<b>hp, in</b>	0.165	0.452	0.995	1.909	3.332
<b>hr, in</b>	0.405	0.405	0.405	0.405	0.405
<b>ht, in</b>	2.91	3.20	3.74	4.66	6.08

checking downcomer, back up, dan weeping

$$Hd = hlmax + ht + hd$$

$\frac{Hd}{Hdf} \leq 0.5$	Hdf = T + hw
	= 26.3 in

$$tw = 0.8[hw_{max}(T + hw - hb)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{tw}{H} \leq 0.6$$

$$hbw = 0.2 + 0.05 hlmax$$

$$Um = \frac{V_{min}}{Ao}$$

$$hpm = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1.14 \left( \frac{U_m^2}{2gc} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat
<b>Hd</b>	5.26	5.55	6.09	7.00	8.43	
<b>Hd/Hdf</b>	0.200	0.211	0.232	0.266	0.320	$\leq 0.5$
<b>tw</b>	0.774	0.768	0.758	0.741	0.713	
<b>tw/H</b>	0.147	0.139	0.125	0.106	0.085	$\leq 0.6$
<b>hbw</b>	0.212	0.212	0.212	0.212	0.212	
<b>Um</b>	18.4088	28.7637	41.4197	56.3768	73.635	
<b>hpm</b>	0.47744	1.30836	2.88135	5.53087	9.65216	$hbw \leq hpm$

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n = 2

Untuk L/D = 0.7 dan n = 2 :

$Ao < Aa < Ac < At \rightarrow$

4.151 < 22.22 < 23.298 < 28.26
--------------------------------

Hole size (do)

$$Ao = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$4.151 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 2.300 \text{ in}$$

$$\text{hole spacing (n)} \\ n = 2$$

$$\text{Pitch} \\ n \times \text{do} = 4.599 \text{ in}$$

### checking entrainment

$$e = 0.22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2} \\ U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{141.927}{23.298} = 6.09191304 \\ T_c = T - 2.5 * h_{lmax} \\ = 18.1389$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{64.0} \times \left( \frac{6.092}{18.139} \right)^{3.2} \\ = 0.00764 \quad (\text{Syarat } < 0,1, \text{ Memenuhi})$$

### - Menentukan tinggi kolom total

1. Tinggi kolom bagian tray

$$N_{actual} = 12$$

$$\text{Tinggi kolom bagian tray} = T \times (N_{actual} - 1) \\ = 24 \times (12 - 1) \\ = 264 \text{ in} \\ = 22 \text{ ft}$$

2. Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray} = 3 \text{ ft}$$

3. Tinggi hold up liquida (bagian bawah kolom)

$$\text{Ditetapkan hold up time liquida, } q = 10 \text{ menit} \\ = 0.17 \text{ jam}$$

$$\text{tinggi penampang} = \frac{\text{rate} \times \text{hold up}}{\rho L \times A_t} \\ = \frac{189.388 \times 0.17}{75.2808 \times 28.26} \\ = 0.01484 \approx 0.1 \text{ ft}$$

4. Tinggi ruang kosong di atas liquida

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquida} = 1 \text{ ft}$$

5. Tinggi bejana

### Tebal Kolom

Direncanakan tutup atas = tutup bawah berupa standard dish head

Bahan konstruksi SA 240 grade M tipe 316

$$f = 17500 \quad (\text{Brownell, tabel.13-1})$$

$$E = 0.8$$

$$\begin{aligned}
C &= 0.6 \text{ in} \\
P_{\text{operasi}} &= 3.6 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= 1.5 \times P_{\text{operasi}} \\
&= 5.4375 \text{ psi} \\
r_c = D &= 72 \text{ in} \\
thead &= 0.885 \times P_d \times r_c / (f \times E - 0.1 \times P_d) + C \\
&= 0.62475 \text{ in} \\
\text{distanarisasi menjadi :} & 5/8 \text{ in} \\
sf &= 3 \text{ in} \\
icr &= 4 \frac{3}{8} \text{ in} \\
BC &= r_c - icr \\
&= 67.625 \text{ in} \\
AB &= 0.5 \times ID - icr \\
&= 31.625 \text{ in} \\
b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
&= 12.225 \text{ in} \\
\text{Tinggi tutup} &= thead + b + sf \\
&= 15.850 \text{ in} \\
&= 1.32085 \text{ ft} \\
\text{Tinggi Kolom Total} &= \text{Tinggi tray} + \text{Tinggi ruang kosong di atas tray} + \\
&\quad \text{Tinggi hold up} + \text{Tinggi ruang kosong di atas hold up} + \\
&\quad \text{Tinggi tutup} \\
&= 27.420 \text{ ft } \sim 27 \text{ ft} \\
&= 329.04 \text{ in } \sim 329 \text{ in} \\
&\quad (Pers. 13-1 Brownell & Young)
\end{aligned}$$

- **Menentukan ketebalan**

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \\
&= \frac{5.4}{2(17500 \times 0.8 - 0.6 \times 5.4)} + 0.6 \\
&= 0.614 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 5/8 in

- **Menentukan Diameter Tutup**

$$\begin{aligned}
OD &= ID + 2 t_s = 73.25 \text{ in } \gg 78 \text{ in} \\
ID &= OD - 2 t_s = 76.75 \text{ in} \\
sf &= 3 \text{ in} \\
icr &= 4 \frac{3}{4} \text{ in} \\
\text{Diameter tutup} &= OD + OD/42 + 2 \times sf + 2/3 \times icr = 89.024 \text{ in}
\end{aligned}$$

Menentukan Berat Kolom

$$\text{Berat tutup} = \pi \times D^2 \times t / 4 \times (490 / 1728)$$

$$= 335.922 \text{ lb}$$

*Axial Stress*

$$\begin{aligned} f_{ap} &= Pd \times D / (4 \times (ts - C)) \\ &= 4241.3 \text{ psi} \end{aligned}$$

*Dead Weight*

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt shell}} &= 3.4 \times X \\ \text{Tebal isolasi} &= 3 \text{ in} \\ \rho_{\text{ins}} &= 40 \text{ lbm/ft}^3 \\ f_{\text{dead wt ins}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (ts - C)) \\ &= 33.333 \times X \end{aligned}$$

*Berat Attachment*

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup atas} &= 335.922 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25 \times X \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 \times X \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times (1.52 - 1.02) \times 40 \\ &= 39.25 \times X \\ \text{Total (W)} &= 335.922 + 108.05 \times X \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \Sigma W / (\pi \times D / (ts - C)) \\ &= 0.035 + 0.011 \times X \end{aligned}$$

*Berat Tray + Liquida*

$$\text{Berat liquida dihitung dibawah X} = 4$$

$$\begin{aligned} n &= (X - 4)/2 - 1 \\ &= X/2 - 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= ((X/2 - 1) \times 25 \times (\pi \times D^2/4)) / (12 \times \pi \times D / (ts - C)) \\ &= 0.500 \times X + -0.999 \\ f_{\text{dead wt total}} &= 37.244 \times X + -0.965 \end{aligned}$$

Menentukan Wind Stress

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan angin} &= 3.75544 \text{ m/s} \\ &= 8.40068 \text{ mil/jam} \\ \text{Tekanan Udara, B} &= 758.537 \text{ mmHg} \\ &= 29.8637 \text{ inHg} \\ F_s &= 0.6 \\ P_w &= 0.004 \times B \times V_w^2 \times F_s / 30 \\ &= 0.1686 \text{ psf} \\ &= 1 \text{ psf} \end{aligned}$$

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

$$\begin{aligned} d_{eff} &= \text{diameter kolom} + \text{tebal isolasi kolom} + \text{diam pipa uap} + \text{tebal isolasi pipa} \\ &= 24.75 \end{aligned}$$

$$fwx = 2 \times Pw \times X^2 \times deff / (\pi \times do^2 \times (ts - c))$$

$$= 0.104 \quad X^2$$

Perhitungan Stress Gabungan

Upwind Side

$$ft \max = fwx + fap - fdx$$

$$= 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.965$$

$$ft \max = f \times E$$

$$= 0$$

$$14320 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.965$$

$$0 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + -14319.035$$

diperoleh  $X$   
 $= 592.514 \text{ ft}$

Downwind Side

$$fc \max = fwx + fap - fdx$$

$$= 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.965$$

$$fc \max = 1.5 \times 10^6 \times (t/r)$$

$$= 24038 \quad 6/13$$

$$36585.4 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.965$$

$$0 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + -36584.401$$

diperoleh  $X$   
 $= 800.368 \text{ ft}$

Tinggi kolom < Xupwind dan Xdownwind (Tebal Shell memenuhi syarat)

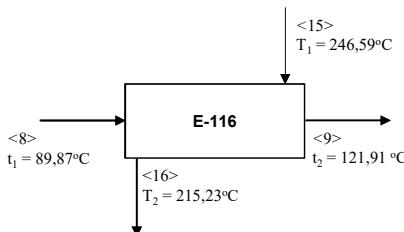
<b>Spesifikasi Alat</b>											
Nama Alat	: Glycerol Distillation Column (D-120)										
Fungsi	: Alat untuk memurnikan Crude Glycerol sehingga didapat produk berupa Gliserol yang lebih murni										
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head										
Kapasitas	: 189.378 ft <sup>3</sup>										
Dimensi Bejana	: <table> <tr> <td>Tinggi tangki</td><td>= 329.04 in</td></tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td><td>= 76.75 in</td></tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td><td>= 78 in</td></tr> <tr> <td>Tebal silinder</td><td>= 5/8 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup atas dan bawah</td><td>= 5/8 in</td></tr> </table>	Tinggi tangki	= 329.04 in	Diameter dalam bagian silinder	= 76.75 in	Diameter luar bagian silinder	= 78 in	Tebal silinder	= 5/8 in	Tebal tutup atas dan bawah	= 5/8 in
Tinggi tangki	= 329.04 in										
Diameter dalam bagian silinder	= 76.75 in										
Diameter luar bagian silinder	= 78 in										
Tebal silinder	= 5/8 in										
Tebal tutup atas dan bawah	= 5/8 in										
Dimensi Tray	: <table> <tr> <td>Tipe Tray</td><td>= Reverse Flow</td></tr> <tr> <td>Jumlah Tray</td><td>= 14</td></tr> </table>	Tipe Tray	= Reverse Flow	Jumlah Tray	= 14						
Tipe Tray	= Reverse Flow										
Jumlah Tray	= 14										
Bahan Konstruksi	: SA 240 grade M tipe 316										
Jumlah Alat	: 1 buah										

### C. 12 Heat Exchanger 2 (E-121)

Fungsi : Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan glycerol

Tipe : 1 - 2 Shell & Tube Heat Exchanger

Jumlah : 5 Unit (seri)



Kondisi operasi :

Keterangan fluida yang masuk heater :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Massa <15>	5995.53169	kg/jam	13217.8848	lb/jam
T1	246.59	°C	475.859061	°F
T2	215.23	°C	419.40751	°F
Massa <8>	6466.38937	kg/jam	14255.9483	lb/jam
t1	86.87	°C	188.366	°F
t2	121.91	°C	251.434699	°F
Rd	0.001	hr ft²°F/Btu		
Batas ΔP <8>	10	psi		
Batas ΔP <15>	10	psi		

#### 1. Material and Heat Balance

Dari perhitungan neraca energi (Appendiks B)

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 \Delta H \text{ aliran } <8> + \Delta H \text{ aliran } <15> &= \Delta H \text{ aliran } <9> + \Delta H \text{ aliran } <16> \\
 284666.393 + 1032499.134 &= 453742.290 + 863423.24 \\
 1317165.5267 \text{ kkal} &= 1317165.527 \text{ kkal} \\
 Q = 1317165.5267 \text{ kkal/jam} &= 5223439.6387 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

#### 2. Menghitung $\Delta t$

Hot fluid		Cold fluid		Diff
246.588	Higher temp (°F)	121.908	124.68	Δt1
215.226	Lower temp (°F)	86.87	128.356	Δt2
31.362	Diff	35.0382	-3.67619	Δt1-Δt2

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3.676193404}{\ln(\frac{124.68}{128.356})} = 126.51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{31.362}{35.0382} = 0.89508 \quad S = \frac{35.03816621}{246.588 - 86.87} = 0.21937$$

$$F_T : 5-10 \text{ exchanger}, F_T = 0.8 \text{ (Kern, fig.18 - 23)}$$

$$\Delta t = 0.8 \times 126.51 = 101.208 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, eq.7.42})$$

**3. Menghitung suhu calorific (Tc dan tc)**

$$T_c = \frac{(T_1+T_2)}{2} = \frac{(247 + 215)}{2} = 231 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1+t_2)}{2} = \frac{(86.9 + 121.9)}{2} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4. Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U<sub>D</sub>**

$$\text{trial } U_D = \frac{45}{A} \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, apendiks tabel 8})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{5,223,439.64}{45 \times 101.21} = 1146.92 \text{ ft}^2$$

Karena A > 120 ft<sup>2</sup>, maka digunakan STHE

Digunakan **Heat Exchanger (Shell and Tubes)** (Kern, apendiks tabel 10)

dengan data - data berikut :

$$\text{Panjang tube, L} = 192 \text{ in} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pitch} = 15/16 \text{ in (triangular)} \quad (\text{Kern, apendiks tabel 9})$$

$$\text{OD tube} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{ID tube} = 0.652 \text{ in}$$

$$R_D = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Dari Kern table 10, pada 3/4 in OD tube dan 18 BWG dapat diperoleh :

$$a't = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Number of tube (Nt)} &= \frac{A}{n \times L \times a't} \\ &= \frac{1146.915175}{1 \times 16 \times 0.1963} \\ &= 365 \text{ buah (pembulatan)} \end{aligned}$$

Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes 6-P

$$Nt \text{ standar} = 378 \text{ buah}$$

$$n = 6$$

$$ID_s = 23 \frac{1}{4} \text{ in} = 2 \text{ ft}$$

Sehingga  $U_D$  koreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Nt \times U_D \text{ trial}}{Nt \text{ standar}} \\ &= \frac{365}{378} \times \frac{45}{45} \\ &= 43.4722 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

#### Bagian Shell

$$\begin{aligned} ID_s &= 23.25 \text{ in} \\ n' &= 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell}) \\ de &= 0.55 \text{ in (diameter ekivalen)} \quad (Kern, \text{ appendiks fig.28}) \\ B &= 6 \text{ in (baffle spacing)} \end{aligned}$$

#### Bagian Tube

$$\begin{aligned} di &= 0.652 \text{ in (diameter dalam tube)} \quad (Kern, \text{ app tabel 10}) \\ do &= 0.75 \text{ in (diameter luar tube)} \\ L &= 192 \text{ in} = 16 \text{ ft (panjang tube)} \\ n &= 6 \text{ buah (jumlah passes pada tube)} \quad (Kern, \text{ app tabel 9}) \\ Nt &= 378 \text{ buah (jumlah tube)} \quad (Kern, \text{ app tabel 9}) \\ Pt &= 1 \text{ in (jarak antar sumbu tube)} \\ C' &= 0.1875 \text{ in (jarak antar diameter luar tube)} \quad (C'=Pt - do) \\ a''t &= 0.1963 \text{ ft}^2 \text{ (luas permukaan panjang)} \quad (Kern, \text{ app tabel 10}) \\ a't &= 0.334 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)} \quad (Kern, \text{ app tabel 10}) \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian shell (crude glycerol)	Bagian tube (glycerol)
<b>5 Menghitung Nre shell</b>	<b>5' Menghitung Nre tube</b>
$a_s = (ID_s \cdot C' \cdot B) / (n' \cdot P_t \cdot 144)$ $= 0.19375 \text{ ft}^2$ $G_s = \text{massa} / a_s$ $= 73.579.1 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\text{pada } T_a = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $\mu = 9.5 \text{ cp}$ $Nre_s = (G_s \times de) / (\mu \times 2.42)$ $= 146.689$	$a_t = (Nt \times a') / (n \times 144)$ $= 0.14613 \text{ ft}^2$ $G_t = \text{massa} / a_t$ $= 90456 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\text{pada } t_a = 231 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $\mu = 3.77 \text{ cp}$ $Nre_t = (G_t \times di) / (\mu \times 2.42)$ $= 538.7$
<b>6 Menghitung harga koef film perpindahan panas, <math>h_o</math></b>	<b>6' Menghitung koef film perpindahan panas, <math>h_i</math></b>
$J_H = 170 \quad (\text{fig.28, Kern})$ $c_p = 0.72757 \text{ Btu/(lb)(}^{\circ}\text{F)}$ $k = 0.22 \text{ Btu/(hr)(ft)(}^{\circ}\text{F)} \quad (\text{Kern, tabel})$	$J_H = 12 \quad (\text{fig.28, Kern})$ $c_p = 0.57477 \text{ Btu/(lb)(}^{\circ}\text{F)}$ $k = 0.22 \text{ Btu/(hr)(ft)(}^{\circ}\text{F)}$

$ho = J_H x (k/de) x (c_p x \mu x 2,42/k)^{1/3}$	$hi = J_H x (k/di) x (c_p x \mu x 2,42/k)^{1/3}$
$= 3456.9 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$	$= 139.834 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$
	$hio = hi \times ID/OD$
	$= 139.834 \times 0.65 / 0.75$
	$= 121.562 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$

### 7 Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_C$ )

$$U_C = (ho \times h_{i_o}) / (ho + h_{i_o})$$

$$= 65.6445 \text{ Btu}/\text{j.ft}^2.^\circ\text{F}$$

### 8 Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $R_D$ )

$$R_D = (U_C - U_D) / (U_C \times U_D)$$

$$= 0.00777$$

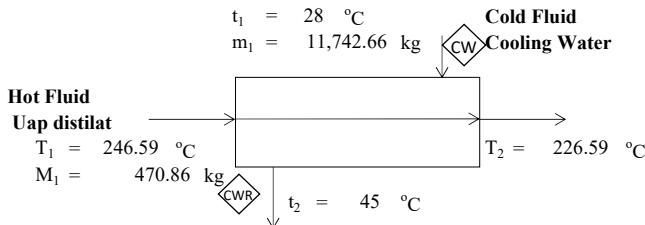
Ternyata  $R_D$  dihitung >  $R_D$  ketetapan, sehingga memenuhi

Evaluasi $\Delta P$	
Bagian shell (crude glycerol)	Bagian tube (glycerol)
<p>1) <math>Nre_s = 146.689</math>  <math>f = 0.0014</math> (fig.29, Kern )</p> <p>2) Menghitung harga (N+1)  <math>N+1 = (12 x L x n')/B</math>  <math>= 32</math>  total 5 exchangers :  <math>N+1 = 5 x 32</math>  <math>N+1 = 160</math></p> <p><math>ID_s = 23.25 \text{ in} = 1.9375 \text{ ft}</math>  <math>s.g = 1.26</math> (Kern, tabel 6)  <math>\Delta Ps = \frac{f G_s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} de Sg fs}</math>  <math>= 0.77943 \text{ psia}</math></p> <p><math>\Delta Ps &lt; 10 \text{ psia}</math> (memenuhi)</p>	<p>1) <math>Nre_t = 538.7</math>  <math>f = 0.0008</math> (fig.26, Kern )  <math>s.g = 1.26</math> (Kern,tabel 6)</p> <p>2) <math>\Delta P1 = \frac{f x G_t^2 x L x n}{5.22 \times 10^{10} x ID_t x sg x ft}</math>  <math>= 0.87922231 \text{ psia}</math></p> <p>3) <math>\Delta Pn = \frac{4 x n x v^2 x 62.5}{sg x 2gc x 144}</math>  dengan nilai <math>G_t = 90456</math>  <math>v^2 x 62.5}{2gc x 144} = 0.001</math> (fig.27, Kern )  <math>\Delta Pn = 0.01905 \text{ psia}</math></p> <p><math>\Delta Pt = \Delta P1 + \Delta Pn</math>  <math>= 0.89827 \text{ psia}</math></p> <p><math>\Delta Pt &lt; 10 \text{ psia}</math> (memenuhi)</p>

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Heat Exchanger 2 (E-121)
Fungsi	: Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan glycerol
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchange 1 - 6

Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 378 buah
		Inside Diamater = 0.65 in
		Outside Diameter = 3/4 in
		BWG = 18
		Panjang = 16 ft
		$P_T = 0.94 \text{ in}$
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 23.3 in
		Baffle space = 6 in
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah

### C. 14 Glycerol Distillation Condenser (E-123)



Fungsi : Mengkondensasikan distilat dari Glycerol Distillation Column (D-120)

#### 1) Heat Balance

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 199,465.58 \text{ kkal} \\ &= 791,080.49 \text{ Btu} \end{aligned}$$

#### Uap distilat

$$\begin{aligned} T_1 &= 247 \text{ °C} &= 476 \text{ °F} \\ T_2 &= 227 \text{ °C} &= 440 \text{ °F} \end{aligned}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 470.86 \text{ kg/jam} = 1,035.89 \text{ lb/jam}$$

#### Cooling Water

$$\begin{aligned} t_1 &= 28 \text{ °C} &= 82.4 \text{ °F} \\ t_2 &= 98 \text{ °C} &= 208 \text{ °F} \\ w &= 11,742.66 \text{ kg} &= 25,833.86 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah condenser = 1 maka

$$\begin{aligned} Q &= 791,080.49 \text{ Btu} \\ W &= 1,035.89 \text{ lb/jam} \\ w &= 25,833.86 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 2) Menghitung $\Delta t_{LM}$

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff.	
475.859	Higher T.	208	267
439.859	Lower T.	82.4	357.459
36		126	-90

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 310 \text{ °F}$$

#### 3) Caloric Temperature

$$T_{av} = 458 \text{ °F}$$

$$t_{av} = 145 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial  $U_D$**

$$m_{\text{gas}} = 1.04 \text{ cp}$$

$$m_{\text{water}} = 0.85 \text{ cp}$$

$$\text{Trial } U_D = 35$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 72.8433 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.54 \text{ in}^2$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.049 \text{ in} = 0.004 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 1 1/2 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 1.88 \text{ in} = 0.16 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 1.4 \text{ in} = 0.117 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= 15.47$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{\text{shell}}$

$$Nt.s = 18$$

$$IDs = 1 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 30.07$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

*Tube Side*

*Shell Side*

$$\text{OD} = 1.5 \text{ in}$$

$$IDs = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$n' = 1$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$B = 6 \text{ in}$$

$$Nt = 18$$

$$de = 1.06 \text{ in} \text{ (fig.28 Kern)}$$

$$n = 1$$

$$P_T = 1.88 \text{ in}$$

$$a' = 1.54 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0.39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ID = 1.4 \text{ in}$$

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(4') $a_t = \frac{N_t \times \alpha'}{n \times 144}$ = 0.1925 $G_t = w/at$ = 134201.870 lb/hr.ft <sup>2</sup>	(4) $C' = P_T - OD$ $C' = 1.88 - 1.5$ = 0.38 in $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.01
$V = Gt/3600\rho$ = 0.59645 fps	$G_s = W/as$ = 124306.43 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 7611.51	$NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 4362.84
$h_i = 750 \times 0.90$ = 675.0 (App. Fig. 25 Kern)	$G'' = \frac{W}{lxNt.s^{\frac{2}{3}}}$ = 12.57
(8) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 630.00$	Trial $h_o = 500.00$ $t_w = 278.36$ $t_f = 368.11$ $k_f = 0.12$ $s_f = 0.79$ $m_f = 1.04 \text{ cp}$ $h_o = 900.00 \text{ (fig. 12.9)}$

#### (9) Clean overall coefficient, $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 370.59 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

#### (10) Dirt Factor, $R_d$

$$U_D = 30.07$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.031 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/BTU}$$

#### Pressure Drop

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(1') $Re_t = 7611.51$ $f = 0.00015 \text{ (Fig 26 Kern)}$	(1) $Re_s = 4362.84$ $f = 0.0025 \text{ (Fig 29 Kern)}$

$$(2') \quad \Delta P_t = \frac{s}{\frac{f \times G t^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}} \\ = 0.0054 \text{ psi}$$

$$(2) \quad \Delta P_s = \frac{s}{\frac{f \times G s^2 \times ID s \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S}} \times \frac{1}{2} \\ = 0.0212 \text{ psi}$$

(3) Menghitung  $\Delta P$  karena tube passes

$$\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2 \cdot g c} \times \frac{\rho}{144} \\ = 0.0484 \text{ psi}$$

$$(4) \Delta P \text{ tot} = 0.0537 \text{ psi}$$

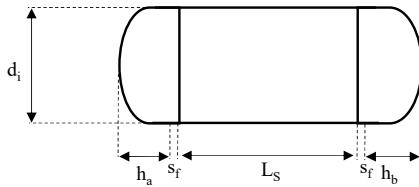
Karena  $\Delta P_{tot} < 10 \text{ psi}$  maka memenuhi

Karena  $\Delta P < 2 \text{ psi}$  maka memenuhi

#### Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Glycerol Distillation Condenser (E-123)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Glycerol Distillation Column (D-120)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchange: 1 - 1
Dimensi		
Tube	:	Jumlah Tube = 18 buah Inside Diamater = 1.4 in Outside Diameter = 1.5 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.88 in
Shell	:	Diameter Shell = 1 in Baffle = 6 in
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 15 Glycerol Distillation Accumulator (F-124)



Fungsi : Menampung distilat *crude glycerol*

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk *standard dished head*

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 25 \text{ kPa} = 0.25 \text{ bar} = 3.6 \text{ psia}$$

$$\text{Suhu} = 246.59^\circ\text{C} = 475.859^\circ\text{F}$$

$$D = 470.86 \text{ kg/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$= 0.49161 \times 470.86 \text{ kg/jam}$$

$$= 231.48 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{distilat}} = 1.0420 \text{ kg/l} = 65.103 \text{ lb/ft}^3 = 1042 \text{ kg/m}^3$$

$$V_1 = 0.2221 \text{ m}^3/\text{jam} = 7.845 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (}V_t\text{)} &= \frac{100}{80} \times V_1 \\ &= \frac{100}{80} \times 7.84 \text{ ft}^3/\text{tangki} \\ &= 9.81 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V_t = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.0847 d_i^3$$

$$V_t = 1.3469 d_i^3$$

$$9.806 = 1.3469 d_i^3$$

$$d_i = 1.9381 \text{ ft}$$

$$L_s = 2.9072 \text{ ft}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3$$

$$7.845 = 2.95 L_{\text{liquida}} + 1.23$$

$$L_{\text{liquida}} = 2.24 \text{ ft} = 26.91 \text{ in}$$

Karena silinder horizontal, maka  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki :

$$\begin{aligned} 80\% L_{\text{liquida}} \text{ saat tangkinya tegak, sehingga } L_{\text{liquida}} &= 1.79 \text{ ft} \\ &= 0.55 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144 \\
 &= 0.81 \text{ psia} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 4.4 \text{ psia} = 10.26 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 11.29 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 14600$$

$$c = 0.125$$

Dipilih sambungan las *single welded butt joint* dengan,  $E = 0.8$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13-1 Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{11.29 \times 1.9381}{2(14600 \times 0.8 - 0.6 \times 11.29)} + 0.125 \\
 &= \frac{21.8823}{11673.2257} + 0.125 \\
 &= 0.1259 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 5/16 in

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 23.882 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh } d_o = 26 \text{ in} \\
 \text{sehingga didapatkan nilai } d_i \text{ baru yaitu :} \\
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 25.38 \text{ in} = 2.11 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= \frac{2}{d_i} \\
 &= 38.06 \text{ in} = 3.17 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 h_a &= h_b = 0.169 d_i \\
 &= 4.29 \text{ in} = 0.36 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 26.00 \text{ in} \\
 s_f &= 2 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r_c}{(fE - 0.1P_i)} + c
 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{259.7939}{1 \times 11,678.87} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.1472 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

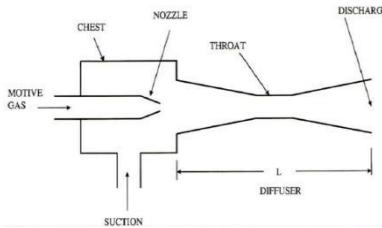
$$t_{ha} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 3/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Total} &= L_s + h_a + h_b + 2 sf = 50.64 \text{ in} \\ &= 4.22 \text{ ft} \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Accumulator (F-124)
Fungsi	:	Menampung distillat crude glycerol
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	9.81 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	= 50.64 in
	Diameter dalam bagian silinder	= 25.38 in
	Diameter luar bagian silinder	= 26 in
	Tebal silinder	= 5/16 in
	Tebal tutup kiri	= 3/16 in
	Tebal tutup kanan	= 3/16 in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah

### C. 16 Glycerol Jet Ejector (G-125)



Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi untuk pengondisian vakum.

Material : Carbon Steel, SA 283, Grade C

Type : Single Stage Jet

Jumlah : 1 Unit

Perhitungan:

$$\text{Tekanan Vacuum Tangki} = 7.3825 \text{ inHg abs}$$

$$\text{Suhu vapor, } T_v = 100.98^\circ\text{C} = 213.764^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Vapor pada } 250^\circ\text{C} &= 19.7317 \text{ kPa} \\ &= 148.0 \text{ mmHg} = 5.77 \text{ inHg} \end{aligned}$$

$$\text{Pounds of water vapor per pound of air} = 8 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-20C, hal. 365})$$

$$\text{Uap air menuju ejector} = 47.0858 \text{ kg} = 103.589 \text{ lb}$$

$$\text{Sehingga, } W_v' = 8 \text{ lb uap air/ lb udara}$$

$$\text{Recommended udara kering} = 275 \text{ lb/jam} \quad (\text{Ludwig, hal. 367})$$

$$\begin{aligned} \text{Total uap air} &= W_a \times W_v' \\ &= 275 \times 8 \\ &= 2200 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total campuran uap ke ejector} &= 2200 + 103.589 \\ &= 2303.59 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan steam } W_s = W_s' \times W_m \times K \times F \quad (\text{Ludwig, hal. 372})$$

$$\text{nilai } K = 0.98 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-28 C, hal. 376})$$

$$\text{nilai } F = 0.89 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6-28 D, hal. 376})$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam } W_s &= 8 \times 2303.59 \times 0.98 \times 0.89 \\ &= 16073.5204 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### Pemilihan Ukuran Jet Ejector :

(Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373)

$$\text{Kebutuhan steam} = 16073.5204 \text{ lb steam/jam}$$

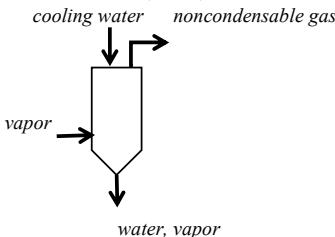
$$\text{Panjang} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Suhu steam} = 250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan steam} = 1.7 \text{ bar} = 24.65 \text{ psia} = 9.95 \text{ psig}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	: <i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacuum Tangki	: 7.3825 inHg abs
Suhu vapor, $T_v$	: 100.98 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	: 5.77 inHg
Total uap air	: 2200 lb/jam = 1000 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	: 2303.59 lb/jam
Suhu steam	: 250 °C
Tekanan steam	: 1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, $W_s$	: 16073.5 lb/jam = 7306.15 kg/jam
Jumlah	: 1 Unit

### C. 17 Glycerol Barometric Condensor (E-126)



- Fungsi : Mengkondensasikan uap dari *Glycerol Jet Ejector*  
 Type : *Counter-Current Dry Air Condenser*  
 Jumlah : 1 unit  
 Bahan : *Carbon Steel, SA 283, Grade B*

#### Perhitungan

$$\text{Rate uap} = 470.858 \text{ kg/jam} = 1035.887 \text{ lb/jam}$$

Dari Hugot, tabel 40.2 hal 858 diperoleh bahwa :

Untuk rate penguapan 1035.887 lb/jam

$$H = 5 \text{ ft} = 1.524 \text{ m} = 60 \text{ in}$$

Luas penampang condenser, S :

$$S = 1.7 \frac{\text{ft}^2}{\text{ton uap}} \text{ akan diembunkan tiap jam}$$

$$S = 1.7 \frac{\text{ft}^2}{\text{ton}} \times 470.9 \frac{\text{kg/jam}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}}$$

$$S = 0.800 \text{ ft}^2$$

$$S = \pi/4 * ID^2$$

$$0.800 = 0.785 \times ID^2$$

$$ID^2 = 1.020$$

$$ID = 1.010 \text{ ft} = 12.118 \text{ in}$$

$$OD = 12 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, hlm 89})$$

$$\text{Diameter condenser, } D = 12 \text{ in} = 0.3048 \text{ m}$$

Bagian dasar berbentuk kerucut dengan sudut  $60^\circ$  terhadap garis horizontal.

Berdasarkan Neraca Massa dan Energi didapatkan:

$$T_2 = 100.98 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$w = 8.4873 \text{ kg air pendingin / kg uap terkondensasi}$$

$$w = 18.7110 \text{ lb air pendingin / lb uap yang terkondensasi}$$

Asumsi:

$$90\% \text{ vapor terkondensasi} = 90\% \times V_2$$

$$= 90\% \times 470.86 \text{ kg}$$

$$= 423.77 \text{ kg} = 934.25 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang dibutuhkan} &= \text{Uap terkondensasi} \times W \\ &= 423.77 \times 8.487 \\ &= 3596.7 \text{ kg} = 7929.2 \text{ lb}\end{aligned}$$

Kecepatan air dalam kolom condenser,  $v : 7 - 9 \text{ ft/s}$  (Hugot, Hal 882)

Diambil :  $v = 7 \text{ ft/s} = 2.1 \text{ m/s} = 21 \text{ dm/s}$

Diameter kolom barometrik :

$$\frac{\pi V(D)^2}{4} = \frac{Q(W+1)}{3600} \quad (\text{Hugot, Pers 40.22, Hal 882})$$

Dimana:  $D$  = diameter kolom barometrik (dm)

$V$  = kecepatan aliran dalam kolom (dm/s)

$Q$  = uap air yang diembunkan (lb/jam)

$W$  = perbandingan air pendingin dengan uap yang diembunkan

maka :

$$\begin{aligned}D &= \left[ \frac{4Q(W+1)}{241185} \right]^{0.5} \quad (\text{Hugot, pers 40.23, hlm 882}) \\ &= \left[ \frac{1695.1 \times 19.7}{241185.08} \right]^{0.5} \\ &= (0.13853)^{0.5} \\ &= 0.3722 \text{ dm} = 3.7 \text{ cm}\end{aligned}$$

Digunakan batas bawah untuk suhu air keluar =  $101.0^{\circ}\text{C}$

Kevakuman maksimum =  $148 \text{ mmHg} = 5.820 \text{ inHg}$

Batas yang diperlukan untuk menjaga kemungkinan kenaikan tekanan barometrik,  $P_{\text{max}} = 6.0 \text{ inHg}$

Tinggi kolom barometrik,  $H_b$  :

$$H_b = H_o + h + S \quad (\text{Hugot, Pers 40.19, hlm 881})$$

$\rho_{\text{air}} (28^{\circ}\text{C}) = 996.24 \text{ kg/m}^3 = 0.996 \text{ gr/cm}^3$

Spesifik volume air =  $1.000 \text{ ft}^3/\text{lb}$

$$H_o = 10.33 \times \frac{14.78}{76} \times \frac{78}{76} \times 1$$

$$H_o = 2.07 \text{ m} = 6.79 \text{ ft}$$

sedangkan menghitung  $h$  sebagai berikut :

$$h = (1 + a) * V^2/2g$$

Dimana:  $h$  = head air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempunyai kecepatan tetap sebesar  $v$

$v$  = kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)

$g$  = percepatan gravitasi (ft/s<sup>2</sup>)

Dari Hugot, tabel 40.19, hlm 881 diperoleh :

Untuk diameter kolom,  $D = 37.22 \text{ mm}$

$$a = 6.1$$

Jadi :

$$h = (1 + 6.1) \times \frac{49}{64.3}$$

$$= 5.409 \text{ ft}$$

Batas keamanan, s :

$$S = \text{faktor keamanan} = 1.5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi : } H_b &= H_o + h + S \\ &= 6.793 + 5.409 + 1.5 \\ &= 13.702 \text{ ft} = 4.176 \text{ m}\end{aligned}$$

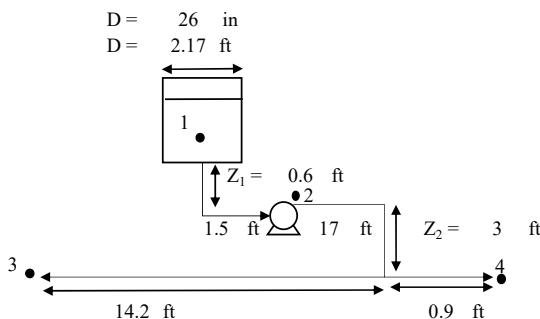
Untuk menjaga kondisi vakum maka digunakan tinggi sebesar 4.176 m = 13.7 ft

<b>Spesifikasi Alat :</b>	
Type	: <i>Barometric condenser</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	: 470.858 kg uap/jam
Luas penampang condenser	: 0.800 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	: 12 in
Jumlah air pendingin	: 3596.7 kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	: 6.0 inHg
Diameter kolom barometrik	: 0.1221 ft
Batas keamanan	: 1.5 ft
Tinggi kolom barometrik	: 13.7016 ft
Jumlah	: 1 Unit

### C. 18 3<sup>rd</sup> Glycerol Pump (L-127)

Fungsi : Memompa liquid dari Glycerol Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT

Tipe : Centrifugal Pump



#### Menentukan P<sub>2</sub> dari datum 2-3

$$\text{massrate} = 470.86 \text{ kg/jam} = 1038.24 \text{ lb/jam} \quad T = 164 \text{ C}$$

$$\rho = 1198.65 \text{ kg/m}^3 = 74.92 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1 \text{ cp} = 0.000673 \text{ lb/ft detik}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0.3928 \text{ m}^3/\text{h} = 13.859 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.004 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 1.439 \text{ gpm} \end{aligned}$$

#### Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran: Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.082 \times 1.753 \\ &= 0.5600 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1/2 in sch 40

$$ID = 0.622 \text{ in} = 0.0518 \text{ ft}$$

$$OD = 0.84 \text{ in} = 0.0700 \text{ ft}$$

$$A = 0.00211 \text{ ft}^2$$

$$Q/A = v$$

$$v = 1.824 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7.085}{0.000673} = 10527.1$$

## Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

### 1. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.052 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 10527.1$$

$$\epsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$\epsilon/D = 0.00291$$

$$f = 0.017$$

$$gc = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

(Gambar 2.10-3 Geankoplis)

Panjang pipa lurus dari 3<sup>rd</sup> Glycerol Pump ke atas Glycerol Distillation Column

$$\Delta L = 31.1667 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc} && \text{(Pers 2.10-6 Geankoplis, 93)} \\ &= \frac{0.068 \times 31.1667 \times 3.329}{0.052 \times 2 \times 32.2} \\ &= 2.1151 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

### 2. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17 \quad \text{(Tabel 2.10-1 Geankoplis, 99)}$$

$$2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 2 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 1.67$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 gc} && \text{(Pers 2.10-17 Geankoplis, 94)} \\ &= \frac{1.67 \times 3.329}{2 \times 32.174} \\ &= 0.086 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

### 3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 && \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \text{ sehingga } A_1/A_2 = 0 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha gc} && \text{(Pers 2.10-15 Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 3.329}{2 \times 1 \times 32.2} \\ &= 0.05 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\sum F = F_f + h_f + hex$$

$$= 2.2532 \text{ ft.lbf/lbm} = 6.7350 \text{ J/kg}$$

### Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2)/\rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F$$

(Pers 2.7-28 Geankoplis,103)

$P_3 =$	0.2	bar	=	20000	Pa
$Z_3 =$	3	ft	=	0.9144	m
$Z_2 =$	0	m			
$V_3 =$	1.824	ft/s	=	0.5561	m/s
$V_2 =$	1.824	ft/s	=	0.5561	m/s

$$P_2 = 38814 \text{ Pa} = 0.39 \text{ bar}$$

### Menentukan $P_2$ dari datum 2-4

$$\text{massrate} = 470.857677 \text{ kg/h} = 1038.24 \text{ lb/h} \quad T = 164 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1198.65 \text{ kg/m}^3 = 74.92 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1 \text{ cp} = 0.000673 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{flowrate} = Q = \text{massrate} / \rho = 0.3928 \text{ m}^3/\text{h} = 13.859 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$= 0.004 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 1.439 \text{ gpm}$$

### Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran: Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.082 \times 1.753 \\ &= 0.5600 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1/2 in sch 40

$$ID = 0.622 \text{ in} = 0.0518 \text{ ft}$$

$$OD = 0.84 \text{ in} = 0.0700 \text{ ft}$$

$$A = 0.00211 \text{ ft}^2$$

$$Q/A = v$$

$$v = 1.824 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7.085}{0.000673} = 10527.1$$

### Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$gc = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
ID &= 0.052 \text{ ft} \\
N_{Re} &= 10527.1 \\
\varepsilon &= 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft} \quad (\text{Gambar 2.10-3 Geankoplis}) \\
\varepsilon/D &= 0.00291 \\
f &= 0.017
\end{aligned}$$

Panjang pipa dari 3<sup>rd</sup> Crude Glycerol Pump ke WWT  
 $= 17.9 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2gc} \quad (\text{Pers 2.10-6 Geankoplis, 93}) \\
&= \frac{0.068 \times 17.9 \times 3.329}{0.052 \times 2 \times 32.2} \\
&= 1.2148 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

## 2. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f &= 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-1 Geankoplis, 99}) \\
2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f &= 2 \times 0.75 \\
&\text{Total } K_f = 1.67
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2gc} \quad (\text{Pers 2.10-17 Geankoplis, 94}) \\
&= \frac{1.67 \times 3.329}{2 \times 32.174} \\
&= 0.086 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

## 3. Sudden Enlargement losses

$$\begin{aligned}
K_{ex} &= (1 - A_1 / A_2)^2 \quad A_1 = \text{flow area pipa} \\
&= 1 \quad A_2 = \text{luas permukaan Kolom} \\
&\text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha gc} \quad (\text{eq 2.10-15 Geankoplis, 98}) \\
&= \frac{1 \times 3.329}{2 \times 1 \times 32.2} \\
&= 0.05 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
\sum F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
&= 1.3529 \text{ ft.lbf/lbm} = 4.0438 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

## Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2) / \rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2) / 2\alpha + \sum F$$

(eq 2.7-28 Geankoplis,103)

$$\begin{aligned} P_4 &= 0.2 \text{ bar} & = 20000 \text{ Pa} \\ Z_4 &= 3 \text{ ft} & = 0.9144 \text{ m} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ V_4 &= 1.824 \text{ ft/s} & = 0.5561 \text{ m/s} \\ V_2 &= 1.824 \text{ ft/s} & = 0.5561 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$P_2 = 35588 \text{ Pa} = 0.36 \text{ bar}$$

Sehingga  $P_2$  Terbesar adalah = 0.36 bar

### Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 470.857677 \text{ kg/h} = 1038.24 \text{ lb/h} & T = 164 \text{ C} \\ \rho &= 1198.65 \text{ kg/m}^3 = 74.92 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 1 \text{ cp} = 0.000673 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0.3928 \text{ m}^3/\text{h} = 13.859 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0.004 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1.439 \text{ gpm} \end{aligned}$$

### Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran: Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.082 \times 1.753 \\ &= 0.5600 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1/2 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 0.622 \text{ in} = 0.0518 \text{ ft} \\ OD &= 0.84 \text{ in} = 0.0700 \text{ ft} \\ A &= 0.00211 \text{ ft}^2 & Q/A = v \\ && v = 1.824 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7.085}{0.000673} = 10527.1$$

### Perhitungan Friksi pada Pipa

1. *Sudden Contraction loss*

$A_1$  = luas permukaan kolom

$A_2$  = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

maka asumsi  $A_1 \gg A_2$  sehingga  $A_1/A_2 \approx 0$

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \times 1 \\ &= 0.55 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$gc = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$hc = \frac{Kc \times v^2}{2 \alpha gc} \quad (\text{Pers 2.10-16 Geankoplis, 98})$$

$$hc = \frac{0.55 \times 3.329}{2 \times 1 \times 32.2} \\ = 0.02845 \text{ ft.lbf/lbm}$$

### 2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.052 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 10527.1$$

$$\epsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft} \quad (\text{Gambar 2.10-3 Geankoplis})$$

$$\epsilon/D = 0.00291$$

$$f = 0.017$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$= 1.5 \text{ ft}$$

$$Ff = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc} \quad (\text{Pers 2.10-6 Geankoplis, 93})$$

$$= \frac{0.068 \times 1.5 \times 3.329}{0.052 \times 2 \times 32.2} \\ = 0.1018 \text{ ft.lbf/lbm}$$

### 3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad Kf = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-1 Geankoplis, 99})$$

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad Kf = 1 \times 0.75$$

$$\text{Total } Kf = 0.92$$

$$hf = \frac{Kf \times v^2}{2 gc} \quad (\text{Pers 2.10-17 Geankoplis, 94})$$

$$= \frac{0.92 \times 3.329}{2 \times 32.174} \\ = 0.048 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\sum F = hc + Ff + hf \\ = 0.1778 \text{ ft.lbf/lbm} = 0.5316 \text{ J/kg}$$

### Mechanical Energy Balance

$$-Ws = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \\ (\text{Pers 2.7-28 Geankoplis, 103})$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 0.36 \text{ bar} = 35588.39 \text{ Pa} \\
 P_1 &= 0.20 \text{ bar} = 20000 \text{ Pa} \\
 Z_2 &= 0.6 \text{ ft} = 0.18288 \text{ m} \\
 Z_1 &= 0 \text{ ft} \\
 V_2 &= 1.824 \text{ ft/s} = 0.5561 \text{ m/s} \\
 V_1 &= 0.5561 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

maka, nilai dari  $-W_s$  adalah

$$-W_s = 21.5321 \text{ J/kg}$$

$$\text{Head Pompa} = 6.5671 \text{ m}$$

### Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 1.439 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0.75$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= (-\eta W_p) \\
 -21.532 &= -0.75 \times W_p \\
 W_p &= 28.710 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\
 &= 0.1308 \text{ kg/s} \times 28.710 \text{ J/kg} \\
 &= 0.0038 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Motor} &= 0.80 && (\text{Pers. 12 - 18 Timmerhaus, 5}^{\text{th}} \text{ ed, 516}) \\
 \text{Daya Motor} &= 0.0047 \text{ kW} = 0.006 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

$$\text{NPSH Available} = \text{Abs Press} - \text{Vap Press} - \text{Line loss} + \text{Elevation dif.}$$

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan ( $\text{N/m}^2$ )

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan ( $\text{N/m}^2$ )

P<sub>v</sub> = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $\text{N/m}^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $\text{kg/m}^3$ )

$$\begin{aligned}
 P &= 0.25 \text{ bar} = 25000 \text{ N/m}^2 \\
 H &= 0.55 \text{ m} \\
 P_f &= h_c + F_f \\
 &= 0.09 + 6.3221
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6.407 \text{ J/kg} \times 1199 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 7679.95 \text{ N/m}^2 \\
 Pv &= 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH Available} &= \frac{25000}{11746.8} + 0.55 - \frac{7679.95}{11746.8} - \frac{4246}{11746.8} \\
 &= 1.65971 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 1.439 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 0.3618 \text{ ft} = 0.1103 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitasii

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 3rd Glycerol Pump (L-127)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT
Kapasitas	: 470.86 kg/jam
Daya Motor	: 1.000 hp
Material	: Commercial Steel
Jumlah Alat	: 1 buah

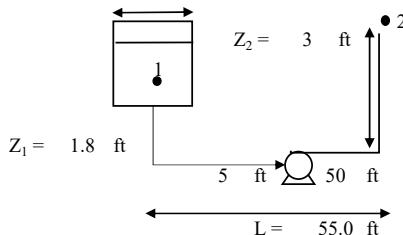
### C. 19 4<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-128)

Fungsi : Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler

Tipe : Centrifugal Pump

$$D = 54 \text{ in}$$

$$D = 4.5 \text{ ft}$$



Titik referensi :

Titik 1 : Glycerol Distillation Column

Titik 2 : Glycerol Distillation Reboiler

#### **Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 0.30 \text{ bar} = 30.00 \text{ kPa} = 4.35 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 0.33 \text{ bar} = 33 \text{ kPa} = 4.79 \text{ psi} \\ &= 689.2 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.0 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 5995.53 \text{ kg/jam} = 13220.15 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 10.00 \text{ cp} = 0.00672 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1198.65 \text{ kg/m}^3 = 74.829 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate} &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{13220}{74.829} \frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/ft}^3} = 176.67 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.049 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00139 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\
&= 3,9 \times 0.049^{0.45} \times 74.829^{0.13} \\
&= 1.76 \text{ in} \\
\text{Diameter standar} &= \text{Nominal pipe size 2 in sch 40} \\
\text{Outside diameter} &= 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft} = 0.060 \text{ m} \\
\text{Inside diameter} &= 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft} = 0.053 \text{ m} \\
\text{Area (A)} &= 0.0233 \text{ ft}^2 \\
&\qquad\qquad\qquad (\text{Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ ed., 2003:996}) \\
\text{Kecepatan fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0.0491}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.11 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \\
\text{Bilangan Reynold :} & \\
N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{74.83 \times 0.1723 \times 2.1062}{0.0067} \\
&= 4040.06052
\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

$$\begin{aligned}
\text{Aliran turbulen } (\alpha) &= 1 \\
\text{Friction loss} &= 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0,037918 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}
\end{aligned}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 5.00 \text{ ft}$$

$$\text{Reynold number} = 4040.061$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\begin{aligned}
\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0,053 \text{ m}} &= 0,00088 \quad \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\
&\text{didapatkan,} \\
\text{Fanning factor} &= 0,0100 \quad (\text{Geankoplis 4}^{\text{th}} \text{ ed., 2003:94}) \\
\text{Friction loss (Ff)} &= 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0,0380 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}} \\
&= 0,11 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}
\end{aligned}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	$K_f$	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1
Elbow ( $h_f$ )	$= \frac{v^2}{2 K_f \frac{2g_c}{D}}$	$= 0,05171 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0,1276 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 50.00 \text{ ft}$$

$$Friction\ loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.3801 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1
Globe valve      Wide Open	6	1
Tee	1	1
Elbow (h <sub>f</sub> )	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.05171 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Globe valve (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.41365 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Tee (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.06894 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>

$$Friction\ loss\ (discharge) = 0.9143 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 1.0420 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

**Perhitungan Daya Pompa :**

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \text{ ft} = reference$$

$$z_2 = 3 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 74.83 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$- W_s = 0.06894 + 1.2 + 21.49 + 1.0420$$

$$- W_s = 23.80$$

$$\text{Head Pompa} = 23.80 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 7.2595 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{23.80}{0.75} = 31.7365 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{31.7365 \times 0.0491 \times 74.8290}{550} = 0.21 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

**Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :**

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

P<sub>v</sub> = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 0.30 \text{ bar} = 30000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 6.71 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.11 + 0.1136$$

$$= 0.227 \text{ J/kg} \times 1199 \text{ kg/m}^3$$

$$= 272.014 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{30000}{11746.7} + 6.71 - \frac{272.014}{11746.7} - \frac{4246}{11746.7} \\ &= 8.875 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 22.027 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.2305 \text{ ft} = 0.6799 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitasii

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 4th Glycerol Pump (L-128)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah

## C.20 Glycerol Distillation Reboiler (E-129)

**Cold Fluid**

$$\text{Bottom } t_1 = 246.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Product } m_1 = 6,227.01 \text{ kg}$$

$$t_3 = 248.00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

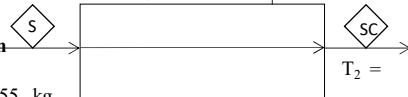
$$m_3 = 351.17 \text{ kg}$$

**Hot Fluid**

**Saturated Steam**

$$T_1 = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$M_1 = 2,261.155 \text{ kg}$$



$$T_2 = 240 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 266.63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$m_2 = 5,524.67 \text{ kg}$$

Fungsi: Sebagai reboiler kolom distilasi D-120

Jenis : Kettle Reboiler

$$\begin{aligned} m_1 &= F + L \\ &= F + (R \times D) \\ &= 5995.532 + (0.492 \times 470.858) \\ &= 6,227.01 \text{ kg} = 13,699.42 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$m_2 = 5524.674 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} m_3 &= (1 + R) \times D \\ &= 1.49 \times 470.858 \\ &= 702.33 \text{ kg} = 1,404.67 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah: 1 Unit maka,

$$m_1 = 6,227.01 \text{ kg}$$

$$m_2 = 5,524.67 \text{ kg}$$

$$m_3 = 351.17 \text{ kg}$$

### 1) Heat Balance

Steam

$$T_1 = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 240 \text{ } ^\circ\text{C} = 464 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 2,261.155 \text{ kg/jam} = 4,974.54 \text{ lb/jam}$$

Bottom Product

$$t_1 = 247 \text{ } ^\circ\text{C} = 476 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 267 \text{ } ^\circ\text{C} = 512 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$w = 6,227.01 \text{ kg/jam} = 13,699.42 \text{ lb/jam}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 925,821.97 \text{ kkal} \\ &= 3,671,809.91 \text{ Btu} \end{aligned}$$

### 2) Menghitung $\Delta t_{LM}$

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff.	
482	Higher T.	511.9	29.9
464	Lower T.	475.928	11.9278

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 19.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 3) Caloric Temperature

$$T_{av} = T_C = 473 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = t_C = 494 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial $U_D$

$$\text{Trial } U_D = 40$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= 4691.3309 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 0.2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 0.33 \text{ in}^2$$

$$l = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.05 \text{ in} = 0.004 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 3/4 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 0.94 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 0.65 \text{ in} = 0.054 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a'' \times l} \\ &= 796.63 \end{aligned}$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{\text{shell}}$

$$Nt.s = 822$$

$$IDs = 31 \text{ in} = 2.58 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 38.77$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
OD = 0.75 in	ID <sub>s</sub> = 31 in
BWG = 18	n' = 1
1 = 30 ft	B = 9.3 in
Nt = 822	de = 1.08 in (fig.28 Kern)
n = 2	
P <sub>T</sub> = 0.94 in triangular	
a' = 0.33 in <sup>2</sup>	
a'' = 0.2 ft <sup>2</sup> /ft	
ID = 0.7 in	

Hot Fluid : Tube Side, Steam	Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product
(4') $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ = 0.9533	(4) C' = P <sub>T</sub> - OD C' = 0.94 - 0.75 = 0.19 in
(5') Gt = W/at = 5218.28 lb/hr.ft <sup>2</sup>	(5) $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.4004
(6') $NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 7,810.65	(6) Gs = w/as = 34,212.91 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp}$	(7) $NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 73.13
(7') V = $\frac{Gt}{3600 \rho} = 0.0232$	$\mu_{\text{bottom}} = 17.40 \text{ cp}$
(8') h <sub>io</sub> = 1500 Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)	(5) j <sub>H</sub> = 260 (App. Fig. 24 Kern)
	(6) Pada $t_{\text{av}} = 494 \text{ °F}$ $c = 0.75088 \text{ BTU/lb.°F}$ $k = 0.0690 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(°F/ft)}$ $(c.m/k)^{1/3} = 7.7096$
	(7) $h_o = \frac{j_H \times k \times (c.m/k)^{1/3} \times (m/m_w)^{0.14}}{De}$

	= 1536.77 Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)
--	--

**(9) Clean overall coefficient, Uc**

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 759.08 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$$

**(10) Dirt Factor, R<sub>d</sub>**

$$U_D = 38.77$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0245 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(°F)/BTU}$$

**Pressure Drop**

Hot Fluid : Tube Side, steam		Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product	
(1')	Re t = 7,810.65 f = 0.0003 (Fig 26 Kern) s = 0.02	(1)	Re s = 73.13 f = 0.007 (Fig 29 Kern) s = 1.2
(2')	$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$ = 0.009 psi	(2)	$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S}$ = 0.291 psi
Karena $\Delta P < 10$ psi maka memenuhi		Karena $\Delta P < 10$ psi maka memenuhi	

**Spesifikasi Alat**

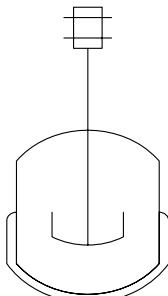
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Reboiler (E-129)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-120
Jumlah	:	1 Unit
Tipe	:	Kettle Reboiler
Dimensi		
Tube	:	Jumlah Tube = 2 buah Inside Diameter = 0.7 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 30 ft Pitch = 0.94
Shell	:	ID Shell = 31 in
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 21 Esterification Reactor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan glicerol dengan asam asetat untuk menghasilkan triacetin

Tipe : *Stirred Tank Reactor*

Operasi : *Batch*



Reaksi utama yang terjadi pada reaktor adalah reaksi esterifikasi

#### 1. Pembentukan Monoacetin



#### 2. Pembentukan Diacetin



#### 3. Pembentukan Triacetin



#### - Menentukan Volume Reaktor

$$\text{Waktu Pengisian} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu Reaksi} = 4 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu Pengosongan} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah bahan yang keluar reaktor} = 106360.347 \text{ kg}$$

$$\text{Sehingga Total kapasitas reaktor} = 106360.347 \text{ kg}$$

$$\text{Density Larutan} = 572.67 \text{ kg/m}^3 = 35.735 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid (V}_r\text{)} = 185.726 \text{ m}^3 = 11333725.8 \text{ ft}^3$$

Volume reaksi dapat diasumsikan sebagai volume liquid. Maka dengan asumsi volume liquid mengisi 70% ruang reaktor, volume reaktor dapat ditentukan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{100 V_r}{70} = \frac{18572.649}{70} = 265.324 \text{ m}^3 \\ &= 70099 \text{ gal} \end{aligned}$$

Dari Tabel 7.3 buku H. Silla, didapatkan nilai standarisasi volume reaktor sebesar :

$$V_R = 70100 \text{ gal} = 265.329 \text{ m}^3 = 1.6E+07 \text{ in}^3$$

#### - Menentukan Dimensi Reaktor

Asumsi :  $L_s/D_t = 1$

$$Ls = 1 Dt$$

Volume Tangki = Volume tutup bawah + Volume silinder + Volume tutup atas

$$16191326.79 = 0.0847 Dt^3 + (\pi Dt^2 Ls/4) + 0.0847 Dt^3$$

$$16191326.79 = 0.7850 Dt^3 + 0.1694 Dt^3$$

$$16191326.79 = 0.9544 Dt^3$$

$$Dt^3 = 1.7E+07$$

$$Dt = 256.95 \text{ in}$$

#### - Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$11333725.85 = 0.0847 Di^3 + (\pi Di^2 H_{liquid}/4)$$

$$11333725.85 = 1436929 + 51829 H_{liquid}$$

$$H_{liquid} = 191 \text{ in}$$

#### - Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{operasi} = 14.7 \text{ psia}$$

$$P_{total} = P_{hidrostatis} + P_{operasi}$$

$$= (\rho g H_{liquid} / g_c) + 14.7$$

$$= 206 + 14.7$$

$$= 221 \text{ psi}$$

$P_{desain}$  diambil 5% lebih besar dari  $P_{total}$

$$P_{desain} = 1.05 \times P_{total}$$

$$= 232 \text{ psi}$$

#### - Menentukan Tebal Tangki

##### a. Tebal bagian silinder

Digunakan bahan kontruksi yang terbuat dari Stainless Steel 304 (SA-167)

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0.8 (Brownell & Young , hal. 254)

Faktor korosi, C = 0.1250 (Brownell & Young , hal. 89)

Allowable stress, f = 17000 psi (Brownell & Young , hal. 251)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (inch)

Pd = tekanan desain bejana (lb/inch<sup>2</sup>)

Di = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch<sup>2</sup>)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$ts = \frac{232.21}{2 \times (17000 \times 0.8 - 0.6 \times 232.21)} + 0.1250$$

$$ts = 2.341 \text{ in}$$

$$ts = \frac{37.46}{16} = 2.341 \text{ in} \approx 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times ts) \\ OD &= 262 \text{ in} \approx 262 \text{ in} \\ LS &= 1 \text{ OD} \\ LS &= 262 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*

$$r_c = 262 \text{ in} \quad (\text{karena } dished head, \text{ maka } r_c = OD)$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0.1 \times Pd)} + C$$

dimana :

$t_{ha}$  = tebal tutup atas (in)

$Pd$  = tekanan desain bejana ( $\text{lb/in}^2$ )

$r_c$  = crown radius (in untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan  $Di$ )

$f$  = allowable stress ( $\text{lb/in}^2$ )

$E$  = faktor pengelasan

$C$  = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 232.21 \times 262}{2 \times (17000 \times 0.80 - 0.1 \times 232.21)} + 0.1250$$

$$= 2.108 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{33.73}{16} = 0.408 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *standard dished head* sehingga  $t_{hb}$  sama dengan  $t_{ha}$

$$t_{hb} = 1 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Reaktor

a. Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas } standard dished head, (ha) &= 0.17 \text{ OD} \\ ha &= 44.3 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Tinggi tutup atas (hb)

Karena tinggi tutup bawah juga *standard dished head*, maka  $hb = ha : 44.3$  in

Maka tinggi total reaktor adalah :

$$\text{Tinggi total reaktor} = LS + ha + hb$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 351 \text{ in}$$

- **Menentukan luas perpindahan panas**

- a. Menentukan laju perpindahan panas yang harus dipindahkan

Dari Appendiks B, laju perpindahan panas yang harus dipindahkan ( $Q_c$ ) menggunakan media air pendingin melalui jaket sudah dihitung :

$$Q_c = 202340.05 \text{ kkal/jam} = 802414.48 \text{ Btu/h}$$

- b. Menentukan jenis dan luas area perpindahan panas

Dari nilai  $Q_c$ , dapat disimpulkan reaktor harus melepas panas sehingga harus ditinggikan menggunakan jaket yang dialiri air pendingin. Untuk jaket yang dialiri air pendingin dan larutan pada reaktor yang merupakan organic solution, maka didapatkan nilai koefisien perpindahan panas ( $U$ ) dari Tabel 7.6 buku Silla sebesar  $50 - 90 \text{ Btu/h} \cdot ^\circ\text{F. ft}^2$

Maka ditentukan nilai  $U$  sebesar,  $U = 70 \text{ Btu/h} \cdot ^\circ\text{F. ft}^2 = 397.213 \text{ W/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

dengan suhu inlet sebesar  $105 \text{ }^\circ\text{C}$  dan suhu outlet sebesar  $105 \text{ }^\circ\text{C}$  sehingga :

$$T_j = 105 \text{ }^\circ\text{C} = 221 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 7.3 untuk volume reaktor tertentu didapatkan nilai luas penampang jaket sebesar :

$$A_j = 1095 \text{ ft}^2 = 102.13 \text{ m}^2$$

Maka laju perpindahan panas yang dapat diterima jaket dapat ditentukan :

$$Q_j = U \times A_j \times T_j$$

$$Q_j = 1.7E+07 \text{ Btu/h} \quad (\text{bandingkan dengan } Q_c)$$

Dari nilai  $Q_j$ , dapat disimpulkan jaket memenuhi sebagai media

$$Q_j > Q_c$$

- **Menentukan Mixer Power**

**Menghitung Dimensi Pengaduk**

Tipe: *turbine with 6 flat blades*

$D_i$  = Diameter of impeller

$D_t$  = Diameter of tank

$N$  = rps

$w$  = width of baffle

$Z_i$  = elevation of impeller above tank

$J$  = Baffle of tank

$$D_t / D_i = 3$$

$$D_t = 87.3 \text{ inch} = 2.22 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509})$$

$$Z_i / D_i = 1.1$$

$$Z_i = 96.1 \text{ inch}$$

$$D_t / J = 12$$

$$J = 22 \text{ inch}$$

$$\frac{w}{D_i} = 0.2 \\ = 17 \text{ inch}$$

$$N = 83 \text{ rpm} \\ 1.38 \text{ rps} \\ \mu = 11.1 \text{ cp} \quad \rho = 813 \text{ kg/m}^3 \\ = 0.0111 \text{ Pa.s}$$

$$N're = D_i^2 * N * \rho / \mu \\ = 498,655$$

dari grafik 3.4-4 Geankoplis, hal 145 didapatkan nilai  $N_p$  sebesar 1.2

$$P = N_p \rho N^3 D_i^5 \quad (\text{Geankoplis pers 3.4-2, hal 145}) \\ P = 138789.49 \text{ J/s} \\ P = 185.56 \text{ hp}$$

$$P_{\text{design}} = 1.15 * P_{\text{teoritis}} \\ P_{\text{design}} = 213.40 \text{ hp}$$

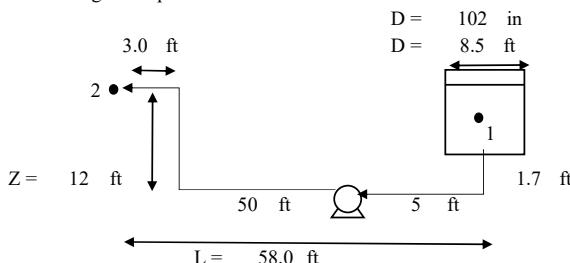
$$\text{Untuk Vigorous agitatic} = V_R/P_{\text{design}} = 0.6000 \text{ kW/m}^3 \quad (\text{memenuhi}) \\ (\text{Geankoplis hal 148})$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Esterification Reactor (R-210)
Fungsi	: Tempat Terjadinya reaksi pembentukan triacetin
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i> dengan Jaket Pendingin
<i>Propeller</i>	: <i>turbine with 6 flat blades</i>
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA-167 type 304
Diameter Tangki	: 21.83 ft = 262.00 in
Tinggi Total	: 29.21 ft = 350.56 in
Tinggi tutup atas	: 44.28 in = 1.12 m
Tinggi tutup bawah	: 44.28 in
Tebal tutup atas	: 0.41 in
Tebal tutup bawah	: 0.41 in
Luas Penampang Jaket	: 1,095 ft <sup>2</sup> = 101.86 in <sup>2</sup>
Energi Pengaduk	: 213.40 hp
Jumlah	: 4 buah

### C. 22 5<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-211)

Fungsi : Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Glycerol Distillation Column

Titik 2 : 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297.4 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 5995.53 \text{ kg/jam} = 13220.15 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 11.10 \text{ cp} = 0.00746 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1197.30 \text{ kg/m}^3 = 74.745 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{13220}{74.745} \frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/ft}^3} = 176.87 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.049 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00139 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 5.01 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\ &= 3.9 \times 0.049^{0.45} \times 74.745^{0.13} \\ &= 1.76 \text{ in}\end{aligned}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40

$$\text{Outside diameter} = 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft} = 0.060 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter} = 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft} = 0.053 \text{ m}$$

$$\text{Area (A)} = 0.0233 \text{ ft}^2$$

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.0491}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{74.74 \times 0.1723 \times 2.1086}{0.0075} \\ &= 3639.69416\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.038003 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 3639.694

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.053} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \varepsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

Fanning factor = 0.0100 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0380 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0.0761 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 53.00

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.4033 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2
Globe valve              Wide Open	6	1
Tee	1	1
Elbow (h <sub>f</sub> )	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.10365 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Globe valve (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.41458 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Tee (h <sub>f</sub> )	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.06910 ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Friction loss (discharge)	= 0.9906	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
Friksi total pompa	1.0667	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.7 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 12 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 74.74 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$-W_S = 0.0691 + 10.3 + 30.74 + 1.0667$$

$$-W_S = 42.17$$

$$\text{Head Pompa} = 42.17 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 12.8621 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = -\frac{W_S}{\eta}$$

$$W_p = \frac{42.17}{0.75} = 56.2298 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{56.2298 \times 0.0491 \times 74.7448}{550} \approx 0.38 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \text{ hp}$$

Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

Pf = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

Pv = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 6.71 \text{ m}$$

$$Pf = hc + Ff$$

$$= 0.11 + 0.1137$$

$$= 0.227 \text{ J/kg} \times 1197 \text{ kg/m}^3$$

$$= 272.167 \text{ N/m}^2$$

$$Pv = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11733.5} + 6.71 - \frac{272.167}{11733.5} - \frac{4246}{11733.5} \\ &= 14.8429 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(\text{NPSH})^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 22.052 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

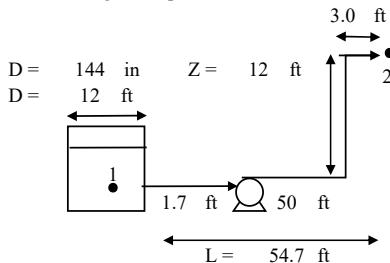
$$\text{NPSH required} = 2.2322 \text{ ft} = 0.6804 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 5th Glycerol Pump (L-211)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju 2nd Heat Exchanger
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 23 6<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-212)

Fungsi : Memompa liquid dari 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger menuju Glycerol Cooler  
 Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Titik 2 : Glycerol Cooler

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110.00 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.21 \text{ bar} = 121 \text{ kPa} = 17.55 \text{ psi} \\ &= 2527.1 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 5995.53 \text{ kg/jam} = 13220.15 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 11.10 \text{ cp} = 0.00746 \text{ lb.ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1197.30 \text{ kg/m}^3 = 74.745 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{13220.15 \text{ lb/jam}}{74.745 \text{ lb/ft}^3} = 176.87 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.049 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00139 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 5.01 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\ &= 3.9 \times 0.049^{0.45} \times 74.745^{0.13} \\ &= 1.76 \text{ in}\end{aligned}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40

*Outside diameter* = 2.375 in = 0.198 ft = 0.060 m

*Inside diameter* = 2.067 in = 0.172 ft = 0.053 m

*Area (A)* = 0.0233 ft<sup>2</sup>

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.0491}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{74.74 \times 0.1723 \times 2.1086}{0.0075} \\ &= 3639.69416\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.038003 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 1.70 ft

Reynold number = 3639.694

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0.053 \text{ m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \varepsilon / D \text{ dan } N_{Re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

Fanning factor = 0.0100 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(F_f) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0129 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

Friction Loss (suction) = 0.0509 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 53.00

$$\text{Friction loss}(F_f) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.4033 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2

<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Elbow (h_f)</i>	$= 2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.10365	ft.lb_f/lb_m
<i>Globe valve (h_f)</i>	$= K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.41458	ft.lb_f/lb_m
<i>Tee (h_f)</i>	$= K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.06910	ft.lb_f/lb_m
<i>Friction loss (discharge)</i>	= 0.9906	ft.lb_f/lb_m	
Friksi total pompa	1.0416	ft.lb_f/lb_m	

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 12 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 74.74 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$- W_s = 0.0691 + 12 + 27.66 + 1.0416$$

$$- W_s = 40.77$$

$$\text{Head Pompa} = 40.77 \text{ ft.lb_f/lb_m} = 12.4355 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{40.77}{0.75} = 54.3648 \text{ ft.lb_f/lb_m}$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{54.3648 \times 0.0491 \times 74.7448}{550} \approx 0.36 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

$P_v$  = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $N/m^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $kg/m^3$ )

$$P = 1.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 0.30 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.11 + 0.0387$$

$$= 0.152 \text{ J/kg} \times 1197 \text{ kg/m}^3$$

$$= 182.299 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11733.5} + 0.3 - \frac{182.299}{11733.5} - \frac{4246}{11733.5} \\ &= 8.44517 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 22.052 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.2322 \text{ ft} = 0.6804 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

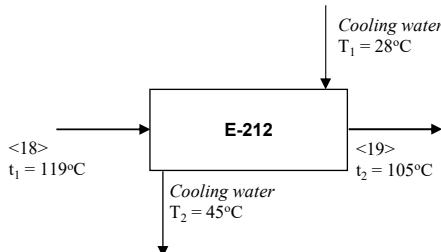
Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 6th Glycerol Pump (L-212)
Fungsi	: Memompa liquid dari 2nd Heat Exchanger menuju Glycerol Cooler
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 24 Glycerol Cooler (E-213)

Fungsi: Menurunkan suhu *crude glycerol* dari Glycerol Distillation Column

Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 Unit



Kondisi operasi :

Keterangan fluida yang masuk *heater* :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Massa <18>	5,995.53	kg/jam	13,217.88	lb/jam
T1	118.92	°C	246.054894	°F
T2	105.00	°C	221	°F
Massa cw	3,649.25	kg/jam	8,045.21	lb/jam
t1	28	°C	82.4	°F
t2	45	°C	113	°F
Rd	0.001	hr ft²F/Btu		
Batas ΔP cw	10	psi		
Batas ΔP <18>	10	psi		

#### 1. Material and Heat Balance

dari neraca energi (Appendiks B)

Kebutuhan panas (Q) = 61,984.467 kkal/jam = 245,809.75 Btu/jam

Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.C_p.\Delta T$$

$$mc = Q_c/C_p.\Delta T = 61,984.47 / (0.99915 \times 17) \\ \text{massa cw} = 3,649.25 \text{ Kg}$$

## 2. Menghitung $\Delta t$

Hot fluid		Cold fluid	Diff	
118.919	Higher temp ( $^{\circ}$ F)	45	73.9194	$\Delta t_1$
105	Lower temp ( $^{\circ}$ F)	28	77	$\Delta t_2$
13.9194	Diff	17	-3.08061	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{-3.08061463}{\ln\left(\frac{73.9194}{77}\right)} = 75.45 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.81879$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.18698$$

$$F_t = 0.91 \quad (Kern, \text{ apendiks fig.18}) \\ (1-2 \text{ exchanger})$$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times LMTD \\ &= 0.91 \times 75.45 \\ &= 68.6588 \text{ } ^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

## 3. Menghitung suhu calorific (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(118.9 + 105)}{2} = 112 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(28 + 45.0)}{2} = 36.5 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

## 4. Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U<sub>D</sub>

trial  $U_D = \frac{39}{Btu/(hr)(ft^2)(^{\circ}\text{F})}$  *(Kern, apendiks tabel 8)*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{245,809.75}{39 \times 68.66} = 91.7991 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 120 \text{ ft}^2$ , maka digunakan STHE

Digunakan **Heat Exchanger (Shell and Tubes)** *(Kern, apendiks tabel 10)*  
dengan data - data berikut :

Panjang tube, L = 144 in = 12 ft

BWG = 18

Pitch = 1 in (triangular) *(Kern, apendiks tabel 9)*

OD tube = 3/4 in

ID tube = 0.652 in

$R_D = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F/Btu}$

Dari Kern table 10, pada 3/4 in OD tube dan 18 BWG dapat diperoleh :

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Number of tube (Nt)} &= \frac{A}{n \times L \times a''t} \\ &= \frac{91.79909408}{1 \times 12 \times 0.1963} \\ &= 39 \text{ buah (pembulatan)}\end{aligned}$$

Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes 4-P

$$Nt \text{ standar} = 40 \text{ buah}$$

$$n = 4$$

$$ID_s = 10 \text{ in} = 0.833 \text{ ft}$$

Sehingga  $U_D$  koreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}U_D \text{ koreksi} &= \frac{Nt \times U_D \text{ trial}}{Nt \text{ standar}} \\ &= \frac{39 \times 39}{40} \\ &= 38 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F})\end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

### Bagian Shell

$$ID_s = 10 \text{ in}$$

$$n' = 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell})$$

$$de = 0.73 \text{ in} \quad (\text{diameter ekivalen}) \quad (\text{Kern, apendiks fig.28})$$

$$B = 5 \text{ in} \quad (\text{baffle spacing})$$

### Bagian Tube

$$di = 0.652 \text{ in} \quad (\text{diameter dalam tube}) \quad (\text{Kern, app tabel 10})$$

$$do = 0.75 \text{ in} \quad (\text{diameter luar tube})$$

$$L = 144 \text{ in} = 12 \text{ ft} \quad (\text{panjang tube})$$

$$n = 4 \text{ buah} \quad (\text{jumlah passes pada tube}) \quad (\text{Kern, app tabel 9})$$

$$Nt = 40 \text{ buah} \quad (\text{jumlah tube}) \quad (\text{Kern, app tabel 9})$$

$$Pt = 1 \text{ in} \quad (\text{jarak antar sumbu tube})$$

$$C' = 0.25 \text{ in} \quad (\text{jarak antar diameter luar tube}) \quad (C'=Pt - do)$$

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2 \text{ (luas permukaan panjang)} \quad (Kern, app tabel 10)$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)} \quad (Kern, app tabel 10)$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian shell <14>	Bagian tube (cooling water)
<b>5 Menghitung Nre shell</b>	<b>5' Menghitung Nre tube</b>
$a_s = (\text{IDs} \cdot C' \cdot B) / (n' \cdot P_T \cdot 144)$ = 0.08681 $\text{ft}^2$	$a_t = (Nt \cdot a') / (n \cdot 144)$ = 0.02319 $\text{ft}^2$
$G_s = \text{massa} / a_s$ = 152,270.0 $\text{lb/hr.ft}^2$	$G_t = \text{massa} / a_t$ = 346859 $\text{lb/hr.ft}^2$
$\mu = 11.1 \text{ cp}$	$\text{at } T = 36.5^\circ\text{F}$
$Nre_s = (G_s \cdot x \cdot de) / (\mu \cdot x \cdot 2.42)$ = 344.84	$\mu = 1.5 \text{ cp}$ (fig.14, Kern)
<b>6 Menghitung harga koef film perpindahan panas, <math>ho</math></b>	$Nre_t = (G_t \cdot x \cdot di) / (\mu \cdot x \cdot 2.42)$ = 5191.74
$J_H = 10$ (fig.28, Kern) $c_p = 0.68738 \text{ Btu/(lb)}(^\circ\text{F})$ $k = 0.2216 \text{ Btu/(hr)}(\text{ft})(^\circ\text{F})$ $ho = J_H \cdot x \cdot (k/de) \cdot (c_p \cdot \mu \cdot x \cdot 2.42/k)^{1/3}$ = 159.105 $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$	$V = G_t / 3600\rho$ = 0.98665 fps
	<b>6' Menghitung koef film perpindahan panas, <math>hi</math></b>
	$h_i = 240 \times 1$ (fig.25, Kern) = 240
	$hio = h_i \times ID/OD$ = 208.64

## 7 Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_C$ )

$$U_C = (ho \times h_{i_o}) / (ho + h_{i_o})$$

$$= 90.2682 \text{ Btu/j.ft}^2.^\circ\text{F}$$

## 8 Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $R_D$ )

$$R_D = (U_C - U_D) / (U_C \times U_D)$$

$$= 0.01524$$

Ternyata  $R_D$  dihitung  $> R_D$  ketetapan, sehingga memenuhi

Evaluasi $\Delta P$	
Bagian shell <14>	Bagian tube (cooling water)
1) $Nre_s = 344.84$ $f = 0.004$ (fig.29, Kern)	1) $Nre_t = 5191.74$ $f = 0.0003$ (fig.26, Kern) $s.g = 1$

**2) Menghitung harga (N+1)**

$$N+1 = (12 \times L \times n')/B$$

$$= 28.8$$

$$ID_s = 10 \text{ in} = 0.83333 \text{ ft}$$

$$s.g = 1.06115$$

$$\Delta Ps = \frac{f G_s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot de \cdot Sg \cdot fs}$$

$$= 0.66056 \text{ psia}$$

**$\Delta Ps < 10 \text{ psia}$  (memenuhi)**

$$2) \Delta P1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID_t \times sg \times ft}$$

$$= 0.6108474 \text{ psia}$$

$$3) \Delta Pn = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}$$

dengan nilai  $G_t = 346859$

$$\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 0.0017 \text{ (fig.27, Kern)}$$

$$\Delta Pn = 0.0272 \text{ psia}$$

$$\Delta Pt = \Delta P1 + \Delta Pn$$

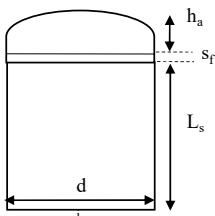
$$= 0.63805 \text{ psia}$$

**$\Delta Pt < 10 \text{ psia}$  (memenuhi)**

**Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Glycerol Cooler (E-213)	
Fungsi	:	Menurunkan suhu crude glycerol dari Glycerol Distillation Column	
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 4	
Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 40 buah Inside Diameter = 0.652 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in	
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 10 in Baffle space = 5 in	
Bahan	:	Carbon Steel	
Jumlah Alat	:	1 buah	

### C. 25 Glycerol Tank (F-214)



Fungsi : Menampung gliserol hasil purifikasi

Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head

Bahan Konstruksi : Carbon and Low-alloy steel SA - 283 grade C

( $f = 12650 \text{ psi}$ ) *(Tabel 13.1. Hal 251.*

*Brownell & Young, 1959)*

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia

Suhu = 105 °C = 221 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Crude Gliserol} &= 470.858 \text{ kg/jam} = 1,038.053 \text{ lb/jam} \\ &= 11,300.584 \text{ kg/hari} = 24,913.268 \text{ lb/hari} \end{aligned}$$

Jumlah = 1 buah

$$\rho_{\text{CrudeGliserol}} = 1.245 \text{ kg/l} = 77.721 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{Gliserol}} = 1.245 \text{ kg/l} = 77.723 \text{ lb/ft}^3 = 1245 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{2MPD} = 1.059 \text{ kg/l} = 66.111 \text{ lb/ft}^3 = 1059 \text{ kg/m}^3$$

*Aspen Hysys VII*

$$x_{\text{Gliserol}} = 0.9999$$

$$x_{2MPD} = 0.0001$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{x_{\text{Gliserol}}}{\rho_{\text{Gliserol}}} + \frac{x_{2MPD}}{\rho_{2MPD}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = 0.803 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 1.245 \text{ kg/l} = \text{##### lb/ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 24,913.268 / 77.721 = 320.546 \text{ ft}^3$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :

$$\text{Volume total tangki} = 400.683 \text{ ft}^3 \quad \begin{matrix} \text{(Table 6. Hal 37.} \\ \text{Timmerhaus, 1991)} \end{matrix}$$

### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

$$1. L_s/D < 2$$

$$2. \text{Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum}$$

Rumus menentukan volume tangki :

(Pers 5.14 Hal 95,

$$V_{\text{total}} = V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3)$$

Brownell & Young,

$$V_{\text{total}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3$$

1959)

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$A_{\text{total}} = A. \text{silinder} + A. \text{tutup atas} (\text{ft}^2)$$

(Tabel 10 Hal 220

$$A_{\text{total}} = (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) \quad \text{Dekker, 1993)}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
0.71261063	8.53542664	281.661168	400.683

$$L_s = 0.71 \text{ D}$$

$$V_{\text{total}} = V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3)$$

$$V_{\text{total}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3$$

$$V_{\text{total}} = (0.713\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3$$

$$400.683 = 0.6444 \times d_i^3$$

$$d_i = 8.535 \text{ ft} = 102.4 \text{ in}$$

### Menentukan tinggi liquid

$$V_{\text{liquida}} = V. \text{liquid dalam silinder}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}})$$

$$320.546 = 57.22 L_{\text{liquida}}$$

$$L_{\text{liquida}} = 5.60210 \text{ ft} = 67.225 \text{ in}$$

### Menentukan tekanan desain (P<sub>d</sub>)

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times L_{\text{liquid}} / 144$$

(Pers 3.17 Hal 46,

$$= 77.721 \text{ lb/ft}^3 \times 5.60210 \text{ ft} / 144 \quad \text{Brownell & Young,}$$

1959)

$$P_{\text{perencanaan}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 17.724 \text{ psia}$$

$$= 3.024 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{perencanaan}}$$

(Coulson & Richardson,

1993. Hal 810)

### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon and Low-alloy Steel, SA-283 Grade C

Dari Brownell and Young :  $f = 12650$  (Tabel 6. Hal 542)  
 $c = 0.125$  Timmerhaus, 1991)

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$t_s = \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c \quad (\text{Brownell \& Young})$$

$$= \frac{3.326}{2(12650 \times 0.8 - 0.6 \times 3.33)} + 0.125$$

$$= \frac{340.66}{2 \times 10118} + 0.125$$

$$= 0.142 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar = 3/8 in (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$= 103.175 \text{ in} = 8.598 \text{ ft}$$

distanarisasi, maka :

$d_o = 108 \text{ in} = 9 \text{ ft}$  (Tabel 5.7 Hal 91, Brownell & Young, 1959)

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$d_i = d_o - 2 t_s$$

$$= 107.25 \text{ in} = 8.938 \text{ ft}$$

### Menentukan tinggi silinder

$$L_s = 0.713 d_i$$

$$= 6.369 \text{ ft} = 76.43 \text{ in}$$

### Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$r_c = 102 \text{ in}$  (Tabel 5.7 Hal 91, Brownell & Young, 1959)  
 $i_c r = 6.5000 \text{ in}$

$$W = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_i}} \right)$$

$$= 1.740$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times r c}{2(fE - 0.2\pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{590.4108}{2 \times 10119.3348} + 0.125$$

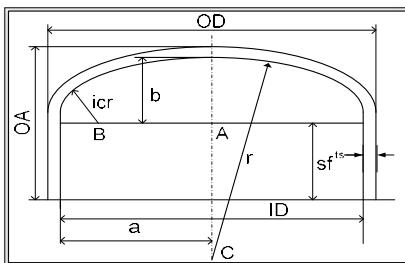
$$t_{ha} = 0.154 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 3/8 \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

#### Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 108 \text{ in}$$

$$icr = 6 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 3 \text{ in (diambil sf=3 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 53.625 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 47.125 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 102 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 18.103 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 89.897 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 21.478 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

$$\text{dengan : } d_o = 108 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 3/8 \text{ in}$$

$$sf = 3.00 \text{ in}$$

maka :

$$\text{Tinggi tangki} = L_s + OA$$

$$= 97.905 \text{ in}$$

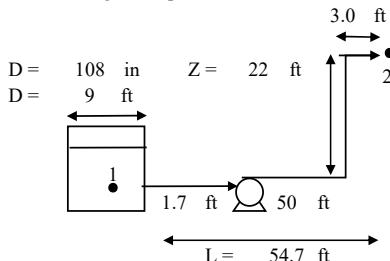
$$= 8.16 \text{ ft}$$

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Glycerol Tank (F-214)
Fungsi	:	Menampung gliserol hasil purifikasi
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	:	400.683 ft <sup>3</sup> = 11.346 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	Tinggi tangki = 97.905 in Diameter dalam bagian silinder = 107.25 in Diameter luar bagian silinder = 108 in Tebal silinder = 3/8 in Tebal tutup atas = 3/8 in
Bahan	:	Carbon and Low-alloy Steel, Type SA-283, Grade C
Jumlah	:	1 buah

### C. 26 7<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-215)

Fungsi : Memompa liquid dari Glycerol Tank menuju Esterification Reactor

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Glycerol Tank

Titik 2 : Esterification Reactor

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297.4 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 5995.53 \text{ kg/jam} = 13220.15 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 10.00 \text{ cp} = 0.00672 \text{ lb.ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1197.30 \text{ kg/m}^3 = 74.745 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{13220.15 \text{ lb/jam}}{74.745 \text{ lb/ft}^3} = 176.87 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.049 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00139 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 5.01 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3.9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad \dots \quad (\text{timmerhouse 4th edition: 496})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 0.049^{0.45} \times 74.745^{0.13} \\
&= 1.76 \text{ in} \\
\text{Diameter standar} &= \text{Nominal pipe size 2 in sch 40} \\
\text{Outside diameter} &= 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft} = 0.060 \text{ m} \\
\text{Inside diameter} &= 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft} = 0.053 \text{ m} \\
\text{Area (A)} &= 0.0233 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

*(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)*

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.0491}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}
N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{74.74 \times 0.1723 \times 2.1086}{0.0067} \\
&= 4040.06052
\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$Friction loss = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.038003 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.11 \text{ J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 1.70 ft

Reynold number = 4040.061

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0.053 \text{ m}} = 0.00088 \quad \begin{matrix} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{matrix}$$

*Fanning factor* = 0.0080 *(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)*

$$Friction loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0103 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.03 \text{ J/kg}}$$

$$Friction Loss (suction) = 0.0484 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 53.00

$$Friction loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.3226 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2
Globe valve      Wide Open	6	1
Tee	1	1

$$Elbow \ (h_f) = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.10365 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$Globe \ valve \ (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.41458 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$Tee \ (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.06910 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$Friction \ loss \ (discharge) = 0.9100 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 0.9583 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 22 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 74.74 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

#### Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$- W_s = 0.0691 + 22 + 30.74 + 0.9583$$

$$- W_s = 53.76$$

$$\text{Head Pompa} = 53.76 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 16.397469 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{53.76}{0.75} = 71.6854 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{71.6854 \times 0.0491 \times 74.7448}{550} \approx 1 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan ( $\text{N/m}^2$ )

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan ( $\text{N/m}^2$ )

P<sub>v</sub> = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $\text{N/m}^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $\text{kg/m}^3$ )

$$P = 1.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 1.71 \text{ m}$$

$$P_f = hc + Ff$$

$$= 0.11 + 0.0309$$

$$= 0.145 \text{ J/kg} \times 1197 \text{ kg/m}^3$$

$$= 173.04 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11733.5} + 1.71 - \frac{173.04}{11733.5} - \frac{4246}{11733.5} \\ &= 9.8535 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 22.052 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

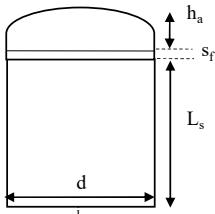
diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.2322 \text{ ft} = 0.6804 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 7th Glycerol Pump (L-215)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Tank menuju Esterification Reactor
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 27 Acetic Acid Storage Tank (F-216)



Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam Asetat (AA)

Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA - 240 grade A

( $f = 16250 \text{ psi}$ ) *(Item 4. App. D Hal 342.  
Brownell & Young, 1959)*

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia

Suhu = 30 °C = 86 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Asam Asetat} &= 11,732.489 \text{ kg/jam} = 25,865.445 \text{ lb/jam} \\ &= 281,579.738 \text{ kg/hari} = 620,770.690 \text{ lb/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 3 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah} = 3 \text{ buah}$$

$$\rho_{\text{Asam Asetat}} = 1.054 \text{ kg/l} = 65.8002 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{AA}} = 1.054 \text{ kg/l} = 65.799 \text{ lb/ft}^3 = 1054 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Air}} = 1.004 \text{ kg/l} = 62.678 \text{ lb/ft}^3 = 1004 \text{ kg/m}^3$$

*Aspen Hysys VII*

$$x_{\text{AA}} = 0.9995$$

$$x_{\text{Air}} = 0.00046$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{x_{\text{AA}}}{\rho_{\text{AA}}} + \frac{x_{\text{Air}}}{\rho_{\text{Air}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{0.9995}{1.054} + \frac{0.0005}{1.004}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = 0.949 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 1.054 \text{ kg/l} = 65.8002 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 620,770.690 / 65.800 = 9434.17023 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 3 \text{ hari}$$

Volume penyimpanan liquid selama waktu penyimpanan = 28302.5107 ft<sup>3</sup>

Volume liquid dalam 1 tangki = 9,434.170 ft<sup>3</sup>

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :

Volume total tangki = 11,792.71 ft<sup>3</sup> (Table 6. Hal 37.  
Timmerhaus, 1991)

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik

memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut.

Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

1. Ls/D < 2

2. Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum

Rumus menentukan volume tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{ tutup atas}} (\text{ft}^3) && \text{(Pers 5.14 Hal 95,} \\ V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 && \text{Brownell \& Young,} \\ &&& 1959) \end{aligned}$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= A_{\text{silinder}} + A_{\text{ tutup atas}} (\text{ft}^2) && \text{(Tabel 10 Hal} \\ A_{\text{total}} &= (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) && 220 \\ &&& \text{Dekker, 1993)} \end{aligned}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
1.886	19.6013652	2901.64832	11,792.71

$$L_s = 1.89 D$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{ tutup atas}} (\text{ft}^3)$$

$$V_{\text{total}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad \text{(Pers 5.14 Hal 95,}$$

$$V_{\text{total}} = (1.734\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3 \quad \text{Brownell \& Young,}$$

$$11,792.713 = 1.5659 d_i^3 \quad 1959)$$

$$d_i = 19.601 \text{ ft} = 235.22 \text{ in}$$

#### Menentukan tinggi liquid

$$V_{\text{liquida}} = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}})$$

$$9,434.170 = 301.76 L_{\text{liquida}}$$

$$L_{\text{liquida}} = 31.26376 \text{ ft} = 375.165 \text{ in}$$

#### Menentukan tekanan desain (P<sub>d</sub>)

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquid}} / 144 && \text{(Pers 3.17 Hal 46,} \\ &= 65.8002 \text{ lb/ft}^3 \times 31.2638 \text{ ft} / 144 \quad \text{Brownell \& Young,} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{perencanaan}} &= 14.286 \text{ psi} && 1959) \\
 &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 28.986 \text{ psia} \\
 &= 14.286 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && (\text{Coulson \& Richardson, } \\
 &= 15.714 \text{ psig} && 1993. \text{ Hal 810})
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon Steel, SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :  $f = 16250$

$$c = 0.125 \quad (\text{Tabel 6. Hal 542 Timmerhaus, } 1991)$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

$$(\text{Tabel 13.2 Hal 254, Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{15.714 \times 235.22}{2(16250 \times 0.8 - 0.6 \times 15.7)} + 0.125 \\
 &= \frac{3696.29}{2 \times 12990.6} + 0.125 \\
 &= 0.267 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 1 1/8 in (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2t_s \\
 &= 237.47 \text{ in} = 19.789 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

distanarisasi, maka :

$$d_o = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 5.7 Hal 90, Brownell \& Young, 1959})$$

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2t_s \\
 &= 237.75 \text{ in} = 19.813 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 1.886 d_i \\
 &= 37.365 \text{ ft} = 448.376 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 180 \text{ in} && (\text{Tabel 5.7 Hal 91, Brownell \& Young, 1959}) \\
 i_c r &= 14.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{rc}{r_i}}) \\ = 1.633$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0.2Pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{4618.3521}{2 \times 12996.8571} + 0.125$$

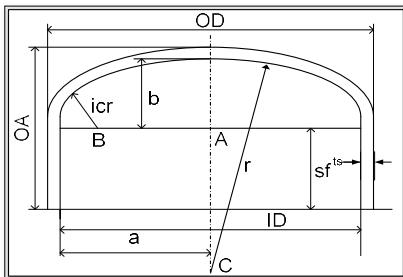
$$t_{ha} = 0.303 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

#### Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 240 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 4\frac{1}{2} \text{ in (diambil sf=3 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 118.875 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 104.438 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 225.563 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 40.072 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 199.928 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 44.197 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 240 \text{ in}$

$$t_{ha} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

maka :

$$\text{Tinggi tangki} = L_s + OA$$

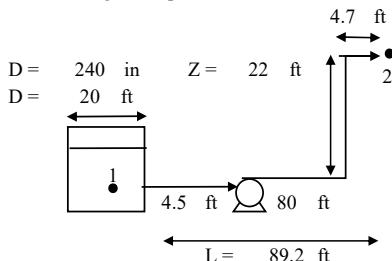
$$\begin{aligned}
 &= 492.573 \text{ in} \\
 &= 41.05 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Acetic Acid Storage Tank (F-216)
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Asam Asetat (AA)
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: $11792.713 \text{ ft}^3 = 333.945 \text{ m}^3$
Dimensi	: Tinggi tangki = 492.573 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 1/8 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah	: 3 buah

### C. 28 Acetic Acid Pump (L-217)

Fungsi : Memompa liquid dari Acetic Acid Storage Tank menuju Esterification Reactor

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Acetic Acid Storage Tank

Titik 2 : Esterification Reactor

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297.4 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 11732.49 \text{ kg/jam} = 25870.14 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 1.13 \text{ cp} = 0.00076 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1050.00 \text{ kg/m}^3 = 65.549 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{25870.14 \text{ lb/jam}}{65.549 \text{ lb/ft}^3} = 394.67 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.110 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.0031 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 11.18 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\ &= 3,9 \times 0.110^{0.45} \times 65.549^{0.13} \\ &= 2.48 \text{ in}\end{aligned}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 3 in sch 40

$$\text{Outside diameter} = 3.5 \text{ in} = 0.292 \text{ ft} = 0.089 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter} = 3.068 \text{ in} = 0.256 \text{ ft} = 0.078 \text{ m}$$

$$\text{Area (A)} = 0.0513 \text{ ft}^2$$

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.1096}{0.0513} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.14 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{65.55 \times 0.2557 \times 2.1370}{0.0008} \\ &= 47082.26355\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.039035 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 4.50 ft

Reynold number = 47082.264

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.078} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 0.00059 \quad \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \text{ didapatkan,}$$

Fanning factor = 0.0100 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0234 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0.0624 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 84.70

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.4401 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2

<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Elbow (h<sub>f</sub>)</i>	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.10646	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Globe valve (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.42583	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Tee (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.07097	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>

$$\text{Friction loss (discharge)} = 1.0434 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Friksi total pompa 1.1058 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 22 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 65.55 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0.07097 + 22 + 35.05 + 1.1058$$

$$-W_s = 58.23$$

$$\text{Head Pompa} = 58.23 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 17.7581 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{58.23}{0.75} = 77.6337 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{77.6337 \times 0.1096 \times 65.5492}{550} \approx 1.01 \text{ hp} \approx 1.5 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

$$P_v = \text{tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m}^2\text{)}$$

$$\rho = \text{Densitas liquida di suction pompa (kg/m}^3\text{)}$$

$$P = 1.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 9.53 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.12 + 0.0699$$

$$= 0.187 \text{ J/kg} \times 1050 \text{ kg/m}^3$$

$$= 195.89 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{10290} + 9.53 - \frac{195.89}{10290} - \frac{4246}{10290} \\ &= 18.8158 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 49.207 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 3.8117 \text{ ft} = 1.1618 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Acetic Acid Pump (L-217)
Fungsi	: Memompa liquid dari Acetic Acid Storage Tank menuju Esterification Reactor
Kapasitas	: 11732.49 kg/jam
Daya pompa	: 1.50 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

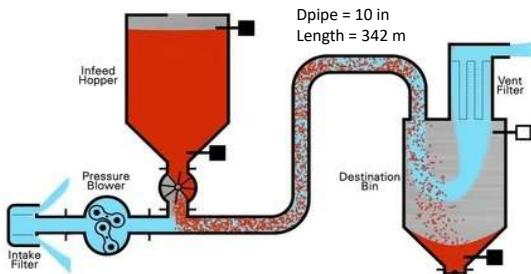
### C. 30 Pneumatic Conveyor (J-218)

Fungsi : Memindahkan katalis dari tangki penampung ke reaktor

Type : Pressure System

Dasar : Memindahkan material dalam bentuk powder halus dalam suatu jarak

Pemilihan



$$\text{Katalis yang dipindahkan, } W = 151.854 \text{ kg/jam} = 2.531 \text{ kg/min} \\ = 334.7764 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas katalis} = 608 \text{ kg/m}^3 = 37.958 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan udara yang dihembuskan (air velocity)} &= 5840 \text{ ft/min} \\ &= 1780 \text{ m/min} \\ &= 29.667 \text{ m/s} \end{aligned}$$

(Perry's ed. 7 chap. 21 Tabel 21-13 Page 21-27)

Data-data yang diperoleh dari nomograph:

$$\text{Pipe diameter} = 3 \text{ in} \quad (\text{Perry's ed. 7 Page 21-20})$$

$$\text{Diameter pipa hasil standardisasi} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Air-volume} = 530 \text{ ft}^3/\text{min} = 901 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{System Capacity} = 151.854 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Solid ratio} = 1.5 \quad (\text{Perry's ed. 7 Page 21-23})$$

$$\text{Design factor} = 300 \quad (\text{Perry's ed. 7 Page 21-24})$$

$$\text{System pressure loss} = 1.5 \text{ lbf/in}^2 = 10.5 \text{ kPa}$$

$$\text{Power yang dibutuhkan} = 6 \text{ hp} = 4474.199 \text{ watt}$$

$$\text{Efisiensi total ditetapkan} = 60\%$$

$$\text{Power setelah efisiensi} = 7456.999 \text{ watt} = 7.457 \text{ kW}$$

$$\text{Power yang dibutuhkan} = \text{Fan kilowatt based on total pressure (FkW)}$$

$$= 7.457 \text{ kW}$$

$$\text{FkW} = \frac{\text{Pt} \times \text{V1}}{36.7 \times 10000 \times \text{eff}}$$

$$7.457 = \frac{\text{Pt} \times 901}{36.7 \times 10000 \times \text{eff}}$$

$$P_t = \frac{36.7 \times 10000 \times 60\%}{1822.45 \text{ Pa}} = 0.018 \text{ atm}$$

### Desain Pipa

fitting pipe =  $45^\circ$  elbow pipe ;  $Le/D = 2.5 \text{ m}$   
 Jumlah elbow = 3 buah  
 Densitas udara =  $1.2 \text{ kg/m}^3$   
 $\mu$  udara =  $0.018 \text{ cp} = 1.8E-05 \text{ kg/ms}$   
 ID pipe = 3 in =  $0.0762 \text{ m}$   
 (Kern, Tabel 11, Page 864)

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{D \times \rho \times v}{\mu} \\
 &= \frac{0.0762 \times 1.2 \times 29.6667}{0.000018} \\
 &= 150706.667
 \end{aligned}$$

fanning factor = 0.004 (Geankoplis ed. 4, Page 94)

(Panjang pipa dihitung dari rumus 2.10-6, Geankoplis ed. 4, hal. 93)

$$\begin{aligned}
 Ff &= \frac{\text{Pressure loss} \times \text{Volumetric rate udara}}{0.25028 \text{ m}^3/\text{s} \times 1.2 \text{ kg/m}^3} \\
 &= \frac{10.5 \text{ kPa} \times 0.25028 \text{ m}^3/\text{s} \times 1000}{0.25028 \text{ m}^3/\text{s} \times 1.2 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 8750 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$8750.00 = \frac{4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2} + 4 \times f \times 4.9 \times \frac{v^2}{2} \times 3}{8750.00} \quad 3$$

$$8750.00 = 4 \times f \times \frac{v^2}{2} \times \left( \frac{\Delta L}{D} + 14.7 \right)$$

$$8750.00 = 4 \times 0.004 \times \frac{880}{2} \times \left( \frac{\Delta L}{0.076} + 14.7 \right)$$

$$\Delta L = 94.692 \text{ m}$$

### Desain Cyclone

Mass rate katalis =  $151.854 \text{ kg/jam} = 334.7764 \text{ lb/jam}$   
 Densitas bahan ( $\rho_p$ ) =  $608 \text{ kg/m}^3 = 37.9554688 \text{ lb/cuft}$   
 Flowrate katalis =  $31800 \text{ cuft/jam}$   
 Suhu udara masuk =  $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$   
 Densitas udara ( $\rho_g$ ) =  $0.0729 \text{ lb/cuft}$  (Geankoplis ed. 3, Tabel A.3-3)  
 Viskositas udara ( $\mu_g$ ) =  $0.0187 \text{ cp}$  (Geankoplis ed. 3, Tabel A.3-3)  
 $= 0.04524 \text{ lb/jam.ft}$

### Penentuan Dimensi Cyclone

$$D_{p,th} = \left( \frac{9 \times \mu_g \times B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{in} \cdot (\rho_g - \rho_g)} \right)^{0.5} \quad (\text{Perry's ed. 7, hal. 17-28})$$

$$\begin{aligned}
 V_{in} &= \text{kecepatan bahan masuk cyclone} && (\text{Perry's ed. 7, hal. 17-29}) \\
 &= 15 \text{ m/s} = 177165.35 \text{ ft/jam} \\
 N_s &= \text{jumlah putaran efektif dalam cyclone} && (\text{Perry's ed. 7, hal. 17-28}) \\
 &= 4
 \end{aligned}$$

Dari perry ed. 7 fig. 17-39, untuk efisiensi = 99.9 %

$$d_{pi}/D_{p,th} = 10 \quad (\text{Perry's ed. 7, hal. 17-28})$$

$$\begin{aligned}
 d_{pi} (\text{diameter partikel}) &= 300 \mu\text{m} \\
 &= 0.0003 \text{ m} = 0.00098425 \text{ ft} \\
 D_{p,th} &= \frac{d_{pi}}{10} = 9.8425E-05 \text{ ft} \\
 &= 0.00003 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{p,th} &= \left( \frac{9 \times \mu g \times B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{in} \cdot (\rho_p - \rho_g)} \right)^{0.5} \\
 9.8425E-05 &= \left( \frac{9 \times 0.04524 \times B_c}{\pi \cdot 4 \cdot 318000 \cdot (608 - 0.0729)} \right)^{0.5} \\
 9.6875E-09 &= \frac{9 \times 0.04524 \times B_c}{242810947.16} \\
 B_c &= 5.7772 \text{ ft} = 1.761 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimensi cyclone dari Perry ed.7, Hal. 17-27:

$$B_c = \frac{D_c}{4}$$

$$D_c = 4 B_c = 7.0435 \text{ m} = 23.1087 \text{ ft}$$

$$D_e = \frac{D_c}{2} = 3.52177 \text{ m} = 11.5544 \text{ ft}$$

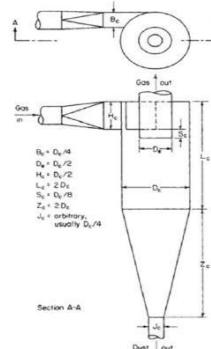
$$H_c = \frac{D_c}{2} = 3.52177 \text{ m} = 11.5544 \text{ ft}$$

$$L_c = 2 D_c = 14.0871 \text{ m} = 46.2174 \text{ ft}$$

$$S_c = D_c / 8 = 0.8804 \text{ m} = 2.8886 \text{ ft}$$

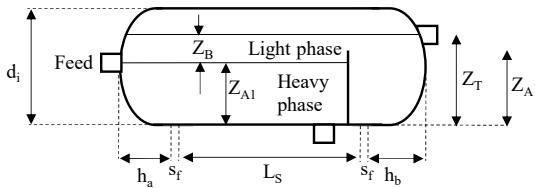
$$Z_c = 2 D_c = 14.0871 \text{ m} = 46.2174 \text{ ft}$$

$$J_c = D_c / 4 = 1.7609 \text{ m} = 5.7772 \text{ ft}$$



<b>Spesifikasi Alat</b>																									
Nama Alat	: Pneumatic Conveyor (J-218)																								
Fungsi	: Memindahkan katalis dari tangki penampung ke reaktor																								
Type	: TK200L from Heem Horst International BV																								
Bentuk	: Conveyor yang dilengkapi dengan blower dan cyclone																								
Kapasitas	: 151.854 kg/jam																								
Dimensi Cyclone	: <table> <tr> <td>Bc</td><td>=</td><td>5.77718 ft</td></tr> <tr> <td>Dc</td><td>=</td><td>23.1087 ft</td></tr> <tr> <td>De</td><td>=</td><td>11.5544 ft</td></tr> <tr> <td>Hc</td><td>=</td><td>11.5544 ft</td></tr> <tr> <td>Lc</td><td>=</td><td>46.2174 ft</td></tr> <tr> <td>Sc</td><td>=</td><td>2.8886 ft</td></tr> <tr> <td>Zc</td><td>=</td><td>46.2174 ft</td></tr> <tr> <td>Jc</td><td>=</td><td>5.7772 ft</td></tr> </table>	Bc	=	5.77718 ft	Dc	=	23.1087 ft	De	=	11.5544 ft	Hc	=	11.5544 ft	Lc	=	46.2174 ft	Sc	=	2.8886 ft	Zc	=	46.2174 ft	Jc	=	5.7772 ft
Bc	=	5.77718 ft																							
Dc	=	23.1087 ft																							
De	=	11.5544 ft																							
Hc	=	11.5544 ft																							
Lc	=	46.2174 ft																							
Sc	=	2.8886 ft																							
Zc	=	46.2174 ft																							
Jc	=	5.7772 ft																							
Bahan	: Stainless Steel Construction																								
Jumlah Alat	: 1 buah																								

### C. 31 Decanter (H-220)



Fungsi : Alat untuk memisahkan komponen-komponen produk dari reaksi esterifikasi

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk *standard dished head*

Kondisi operasi :

Tekanan = 300 kPa = 3 bar = 43.5 psia

Suhu = 105.00 °C = 221 °F

Kapasitas : 17728.605 kg/jam

Jumlah alat : 1 alat

Karena digunakan 3 alat, maka kapasitas alat menjadi:

Kapasitas : 17728.60533 kg/jam

$$\rho_{\text{Air}} = 1 \text{ kg/l} = 62.4278 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{Asam Asetat}} = 1.05 \text{ kg/l} = 65.5492 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{monoacetin}} = 1.21 \text{ kg/l} = 75.5376 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{diacetin}} = 1.182 \text{ kg/l} = 73.7897 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{triacetin}} = 1.161 \text{ kg/l} = 72.4787 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{2-M-PD}} = 1.015 \text{ kg/l} = 63.3642 \text{ lb/ft}^3$$

$$x_{\text{Air}} = 0.16032$$

$$x_{\text{Asam Asetat}} = 0.12746$$

$$x_{\text{monoacetin}} = 0.00985$$

$$x_{\text{diacetin}} = 0.3482$$

$$x_{\text{triacetin}} = 0.35414$$

$$x_{\text{2-M-PD}} = 2.1E-05$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{x_{\text{Air}}}{\rho_{\text{Air}}} + \frac{x_{\text{Asam Asetat}}}{\rho_{\text{Asam Asetat}}} + \frac{x_{\text{monoacetin}}}{\rho_{\text{monoacetin}}} + \frac{x_{\text{diacetin}}}{\rho_{\text{diacetin}}} + \frac{x_{\text{triacetin}}}{\rho_{\text{triacetin}}} + \frac{x_{\text{2-M-PD}}}{\rho_{\text{2-M-PD}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{0.16}{1} + \frac{0.13}{1.05} + \frac{0.01}{1.21} + \frac{0.35}{1.18} + \frac{0.35}{1.16} + \frac{0}{1.02}$$

$$\frac{1}{\rho_{camp}} = 0.88949 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{camp} = 1.12423 \text{ kg/l} = 1124.23 \text{ kg/m}^3 = 70.1834 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{camp} = 15.7695 \text{ m}^3/\text{jam} = 556.8684961 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

#### Light Phase

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= 0 \text{ kg/jam} = 0 \text{ lb/jam} \\ r_{light} &= 1000.0433 \text{ kg/m}^3 = 62.432703 \text{ lb/ft}^3 \\ m_{light} &= 0.916 \text{ cp} = 0.000916 \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

#### Heavy Phase

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= 6959.839087 \text{ kg/jam} = 15346.44519 \text{ lb/jam} \\ r_{heavy} &= 1151.55034 \text{ kg/m}^3 = 71.8912879 \text{ lb/ft}^3 \\ m_{heavy} &= 13.8 \text{ cp} = 0.0138 \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

#### Penentuan Ukuran Gravity Separator

Diameter partikel fasa bawah dalam fasa atas ( $D_p$ ) = 0.0005 m

$$K = D_p \left( \frac{g \rho_h (\rho_h - \rho_l)}{\mu_l^2} \right)^{0.33333} \quad (Ulrich, 1984)$$

Keterangan :  $D_p$  = diameter gelembung (m)  
 $g$  = percepatan gravitasi = 9.8 m/s<sup>2</sup>  
 $\rho_h$  = densitas fasa atas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_l$  = densitas fasa bawah (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu_l$  = viskositas fasa atas (kg.m.s)  
 $K = 0.0005 \left( \frac{9.8 \cdot 1151.55}{8.39056E-07} \left( \frac{1151.55}{1151.55} - \frac{1000.04}{1000.04} \right) \right)^{0.33333}$   
 $= 6.33899$

Untuk  $0 < K < 3.3$  maka persamaan untuk kecepatan terminal :

$$U_t = g \frac{D_p^2}{18\mu_l} (\rho_h - \rho_l)$$

Keterangan :  $U_t$  = kecepatan akhir fasa bawah (m/s)  
 $D_p$  = diameter gelembung (m)  
 $\rho_h$  = densitas fasa atas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_l$  = densitas fasa bawah (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu_l$  = viskositas fasa bawah (kg.m.s)

$$U_t = (9.8) \frac{0.00000025}{18 \times 0.00092} (1151.55 - 1000.04)$$

$$= 0.022512874 \text{ m/s}$$

Perbandingan panjang dengan diameter gravity separator

$$L_s/d_i = 3 \quad (Ulrich, 1984)$$

$$\frac{L_s}{d_i} \geq \frac{0.5 U_{avg}}{U_t}$$

$$3 \geq \frac{0.5 U_{avg}}{0.02251287}$$

$$U_{avg} \leq 0.13508 \text{ m/s}$$

$$U_{avg} \leq 486.278 \text{ m/jam}$$

$U_{avg}$  maksimum harus <  $8U_t$  agar turbulensi pada permukaan dapat dicegah  
 $U_{avg} < 8U_t$  (*Ulrich, 1984*)

$$0.13508 < 8 \times 0.02251$$

$$0.13508 < 0.1801 \quad (\text{memenuhi})$$

$$U_{avg} = \frac{Q_{total}}{A}$$

$$486.278 = \frac{15.769504}{0.25 \pi d_i^2}$$

$$d_i^2 = 0.04131$$

$$d_i = 0.20325 \text{ m}$$

$$d_i = 0.66682 \text{ ft}$$

$$L_s = 3 d_i$$

$$= 3 \times 0.20325$$

$$= 0.60975 \text{ m}$$

$$= 2.00047 \text{ ft}$$

### Menghitung Waktu Tinggal

$$\theta = \frac{di}{2U_t} = 4.5141 \text{ detik} = 0.00125 \text{ jam}$$

Waktu tinggal = 0.00125 jam, sehingga volume liquid = 0.69826627 ft<sup>3</sup>

Asumsi volume liquid = 0.8 volume tangki, sehingga :

Volume bejana = 0.87283284 ft<sup>3</sup>

### Menentukan Tinggi Liquid

$$V_{liquida} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{liquida}) + 2 \times 0.0847 d_i^3$$

$$0.69826627 = 0.34905 L_{liquida} + 0.05023$$

$$L_{liquida} = 1.85655412 \text{ ft} = 22.2786494 \text{ in}$$

Karena silindernya horizontal, maka diasumsikan  $L_{liquida}$  yang mengisi tangki menjadi

$$0.8 L_{liquida} \text{ saat tangkinya tegak, sehingga } L_{liquida} = 1.48524329 \text{ ft}$$

### Menentukan Tekanan Desain

$$P_{hidrostatik} = \rho \times (g/g_c) \times L_{liquida} / 144$$

$$= 0.72389 \text{ psia}$$

$$P_{perencanaan} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 44.2239 \text{ psia} = 29.5239 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\ &= 32.4763 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Silinder

Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-240 Grade A*

Dari Brownell and Young :

$$\begin{aligned} f &= 15600 \\ c &= 0.125 \end{aligned}$$

Dipilih sambungan las *single welded butt joint* dengan,  $E = 0.8$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13-1 Brownell \& Young}) \\ &= \frac{32.4763 \times 0.66682}{2(15600 \times 0.8 - 0.6 \times 32.4763)} + 0.13 \\ &= \frac{21.6559777}{2 \times 12460.51424} + 0.125 \\ &= 0.12587 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 8.37689501 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh } d_o = 12 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga didapatkan nilai  $d_i$  baru yaitu :

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - 2 t_s \\ &= 11.625 \text{ in} = 0.96875 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Lebar Silinder

$$\begin{aligned} L_s &= \frac{3}{d_i} \\ &= 34.875 \text{ in} = 2.90625 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Lebar Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned} h_a &= h_b = 0.169 d_i \\ &= 1.96463 \text{ in} = 0.16372 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned} rc &= 12 \text{ in} \\ sf &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times rc}{(fE - 0.1 \pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{344.8980265}{1 \times 12476.7524} + 0.13$$

$$t_{ha} = 0.15264 \text{ in}$$

distandarisasi, maka :

$$t_{ha} = 0.1875 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar Tangki Total} &= L_s + h_a + h_b + 2 sf = 42.8043 \text{ in} \\ &= 3.56702 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### Menentukan Tinggi Liquid Dalam Tangki

$$\begin{aligned} Z_T &= 0.8 \times d_i \\ &= 0.8 \times 11.625 \\ &= 9.3 \text{ in} = 0.775 \text{ ft} \end{aligned}$$

Apabila interface adalah setengah dari dasar tangki dan permukaan liquid, maka :

$$\begin{aligned} Z_{A1} &= 0.5 \times 9.3 \\ &= 4.65 \text{ in} = 0.3875 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 2.14, Mc.Cabe 5<sup>th</sup> edition, maka ketinggian dari heavy phase overflow :

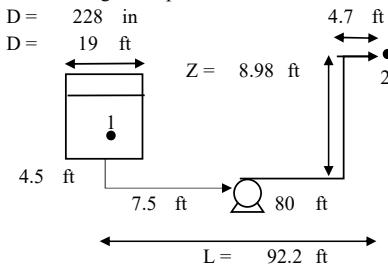
$$\begin{aligned} Z_{A2} &= Z_{A1} + \frac{\rho_{\text{light}}}{\rho_{\text{heavy}}} (Z_T - Z_{A1}) \\ &= 4.65 + \frac{62.4327}{71.8913} (9.3 - 4.65) \\ &= 8.68821 \text{ in} \\ &= 0.72402 \text{ ft} \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Decanter (H-220)
Fungsi	: Alat untuk memisahkan komponen-komponen produk dari reaksi esterifikasi
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 0.87283284 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Panjang Tangki = 42.8043 in Diameter dalam bagian silinder = 11.625 in Diameter luar bagian silinder = 12 in Tebal silinder = 0.1875 in Tebal tutup kiri = 0.1875 in Tebal tutup kanan = 0.1875 in Tinggi Heavy Phase = 4.65 in Tinggi Overflow = 8.68821 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	: 1 buah

### C. 32 1<sup>st</sup> Product Pump (L-221)

Fungsi : Memompa liquid dari Esterification Reactor menuju Product Tank

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Esterification Reactor

Titik 2 : Product Tank

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297.4 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 17728.61 \text{ kg/jam} = 39091.57 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb.ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1124.35 \text{ kg/m}^3 = 70.191 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{39091.57 \text{ lb/jam}}{70.191 \text{ lb/ft}^3} = 556.93 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.155 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00438 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 15.77 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhouse 4th edition: 496}) \\ &= 3.9 \times 0.155^{0.45} \times 70.19^{0.13} \\ &= 2.93 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 3 in sch 40

*Outside diameter* = 3.5 in = 0.292 ft = 0.089 m

*Inside diameter* = 3.068 in = 0.256 ft = 0.078 m

*Area (A)* = 0.0513 ft<sup>2</sup>

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.1547}{0.0513} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 3.02 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{70.19 \times 0.2557 \times 3.0157}{0.0093} = 5835.91675$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

- Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.077731 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.23 \text{ J/kg}}$$

- Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 7.50 ft

Reynold number = 5835.917

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0.078 \text{ m}} = 0.00059 \quad \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \text{ didapatkan,}$$

Fanning factor = 0.0100 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0550 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.16 \text{ J/kg}}$$

Friction Loss (suction) = 0.1327 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

#### B. Discharge Pump

- Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 84.70

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.6210 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{}$$

- Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2

<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Elbow (h<sub>f</sub>)</i>	= $2 K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.21199	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Globe valve (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.84798	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Tee (h<sub>f</sub>)</i>	= $K_f \frac{v^2}{2g_c}$	= 0.14133	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>
<i>Friction loss (discharge)</i>	= 1.8223	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>	
Friksi total pompa	1.9551	ft.lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub>	

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 4.5 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 8.98 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 70.19 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0.14133 + 4.47975 + 32.73 + 1.9551$$

$$-W_s = 39.31$$

$$\text{Head Pompa} = 39.31 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 11.9882 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{39.31}{0.75} = 52.4093 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{52.4093 \times 0.1547 \times 70.1907}{550} \approx 1.03 \text{ hp} \approx 1.5 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.  
(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

$P_v$  = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $N/m^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $kg/m^3$ )

$$P = 1.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 4.85 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.23 + 0.1644$$

$$= 0.397 \text{ J/kg} \times 1124 \text{ kg/m}^3$$

$$= 446.039 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11018.6} + 4.85 - \frac{446.039}{11018.6} - \frac{4246}{11018.6} \\ &= 13.4999 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 69.439 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

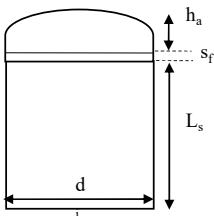
diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 4.7955 \text{ ft} = 1.4617 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 1st Product Pump (L-221)
Fungsi	: Memompa liquid dari Esterification Reactor menuju Product Tank
Kapasitas	: 17728.61 kg/jam
Daya pompa	: 1.50 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah

### C. 33 Product Tank (F-222)



- Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara produk reaktor sebelum dialirkan menuju *Decanter*
- Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
- Bahan Konstruksi : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C  
( $f = 12650 \text{ psi}$ ) *(Item 4. App. D Hal 342. Brownell & Young, 1959)*
- Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia  
Suhu = 105 °C = 221 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{array}{lclclcl} \text{Jumlah produk} & = & 17,728.605 \text{ kg/jam} & = & 39,084.483 \text{ lb/jam} \\ & = & 425,486.528 \text{ kg/hari} & = & 938,027.599 \text{ lb/hari} \end{array}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

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

$$\rho_{\text{Produk}} = 1.137 \text{ kg/l} = 70.9737 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{AA}} = 1.030 \text{ kg/l} = 64.301 \text{ lb/ft}^3 = 1030 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Air}} = 0.988 \text{ kg/l} = 61.691 \text{ lb/ft}^3 = 988 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Mono}} = 1.170 \text{ kg/l} = 73.041 \text{ lb/ft}^3 = 1170 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Di}} = 1.153 \text{ kg/l} = 71.979 \text{ lb/ft}^3 = 1153 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Tri}} = 1.126 \text{ kg/l} = 70.294 \text{ lb/ft}^3 = 1126 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{2-MPD}} = 1.059 \text{ kg/l} = 66.111 \text{ lb/ft}^3 = 1059 \text{ kg/m}^3$$

*Aspen Hysys V11*

$$x_{\text{AA}} = 0.1058$$

$$x_{\text{Air}} = 0.0099$$

$$x_{\text{Mono}} = 0.2848$$

$$x_{\text{Di}} = 0.4327$$

$$x_{\text{Tri}} = 0.1668$$

$$x_{\text{2-MPD}} = 0.0000$$

$$\frac{1}{\rho_{camp}} = \frac{x_{AA}}{\rho_{AA}} + \frac{x_{Air}}{\rho_{Air}} + \frac{x_{Mono}}{\rho_{Mono}} + \frac{x_{Di}}{\rho_{Di}} + \frac{x_{Tri}}{\rho_{Tri}} + \frac{x_{2-MPD}}{\rho_{2-MPD}}$$

$$\frac{1}{\rho_{camp}} = 0.880 \text{ kg/l}$$

$$\frac{1}{\rho_{camp}} = 1.137 \text{ kg/l} = ##### \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 39,084.483 / 70.974 = 550.689 \text{ ft}^3$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :

$$\text{Volume total tangki} = 688.362 \text{ ft}^3 \quad (\text{Table 6. Hal 37. Timmerhaus, 1991})$$

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

$$1. Ls/D < 2$$

2. Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum

Rumus menentukan volume tangki :

$$V_{total} = V. \text{silinder} + V.\text{tutup atas} (\text{ft}^3) \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell \& Young, 1959})$$

$$V_{total} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell \& Young, 1959})$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$Atotal = A. \text{silinder} + A.\text{tutup atas} (\text{ft}^2) \quad (\text{Tabel 10 Hal 220})$$

$$Atotal = (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) \quad (\text{Dekker, 1993})$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
0.71261059	10.222658	404.021205	688.362

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

$$Ls = 0.713 D$$

$$V_{total} = V. \text{silinder} + V.\text{tutup atas} (\text{ft}^3)$$

$$V_{total} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell \& Young, 1959})$$

$$V_{total} = (0.713\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell \& Young, 1959})$$

$$688.362 = 0.6444 d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell \& Young, 1959})$$

$$d_i = 10.223 \text{ ft} = 122.672 \text{ in}$$

#### Menentukan tinggi liquid

$$V_{liquida} = V.\text{liquid dalam silinder}$$

$$\begin{aligned}V_{\text{liquida}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) \\550.689 &= 82.08 L_{\text{liquida}} \\L_{\text{liquida}} &= ##### \text{ ft} = 80.514 \text{ in}\end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquid}} / 144 && (\text{Pers 3.17 Hal 46}, \\&= 70.9737 \text{ lb/ft}^3 \times 6.70948 \text{ ft} / 144 \text{ Brownell \& Young,} \\&= 3.307 \text{ psi} && 1959) \\P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\&= 18.007 \text{ psia} \\&= 3.307 \text{ psig} \\P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && (\text{Coulson \&} \\&= 3.638 \text{ psig} && \text{Richardson, 1993.} \\&&& \text{Hal 810})\end{aligned}$$

Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C

$$\begin{aligned}\text{Dari Brownell and Young : } f &= 12650 \\c &= 0.125 && (\text{Tabel 6. Hal 542} \\&&& \text{Timmerhaus, 1991})\end{aligned}$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\&= \frac{3.638 \times 122.672}{2(12650 \times 0.8 - 0.6 \times 3.64)} + 0.125 \\&= \frac{446.23}{2 \times 10117.8} + 0.125 \\&= 0.147 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 3/8 in (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}d_o &= d_i + 2 t_s \\&= 123.422 \text{ in} = 10.285 \text{ ft}\end{aligned}$$

distanarisasi, maka :

$$d_o = 126 \text{ in} = 11 \text{ ft} && (\text{Tabel 5.7 Hal 90, Brownell \&} \\&& \text{Young, 1959})$$

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned}d_i &= d_o - 2 t_s \\&= 125.25 \text{ in} = 10.438 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan tinggi silinder

$$\begin{aligned}L_s &= 0.713 d_i \\&= 7.438 \text{ ft} = 89.254 \text{ in}\end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

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

(Tabel 5.7 Hal 91, Brownell &

$$icr = 7.63 \text{ in}$$

Young, 1959)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{rc}{r_i}}) \\ &= 1.742 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0.2\pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{760.307}{2 \times 10119.272} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.163 \text{ in}$$

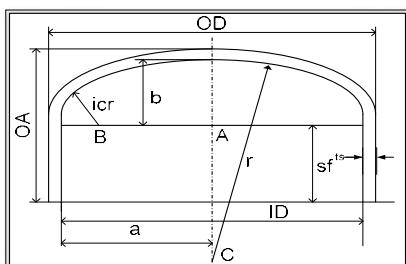
distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 3/8 \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88, Brownell &

Young, 1959)

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 126 \text{ in}$$

$$icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 3 \text{ in (diambil sf = 2.25 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 62.6250 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 55.0000 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 118.375 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 21.178 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 104.822 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 23.803 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 126$  in

$t_{ha} = 3/8$  in

$sf = 2.25$  in

maka :

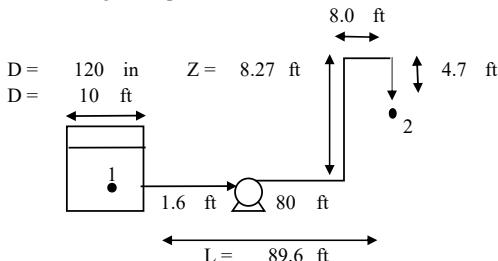
$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= L_s + OA \\ &= 113.058 \text{ in} \\ &= 9.42 \text{ ft}\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Product Tank (F-222)
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan sementara produk reaktor sebelum dialirkan menuju Decanter
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: $688.362 \text{ ft}^3 = 19.493 \text{ m}^3$
Dimensi	: Tinggi tangki = 113.058 in Diameter dalam bagian silinder = 125.25 in Diameter luar bagian silinder = 126 in Tebal silinder = 3/8 in Tebal tutup atas = 3/8 in
Bahan	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah	: 1 buah

### C. 34 2<sup>nd</sup> Product Pump (L-223)

Fungsi : Memompa liquid dari Product Tank menuju decanter

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Product Tank

Titik 2 : Decanter

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.00 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4594.8 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 3.00 \text{ bar} = 300.0 \text{ kPa} = 43.51 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 3.30 \text{ bar} = 330 \text{ kPa} = 47.86 \text{ psi} \\ &= 6892 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 17728.61 \text{ kg/jam} = 39091.57 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb.ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1124.35 \text{ kg/m}^3 = 70.191 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{39091.57 \text{ lb/jam}}{70.191 \text{ lb/ft}^3} = 556.93 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.155 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00438 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 15.77 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad \text{(timmerhause 4th edition: 496)}$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 0.155^{0.45} \times 70.19^{0.13} \\
&= 2.93 \text{ in} \\
\text{Diameter standar} &= \text{Nominal pipe size 3 in sch 40} \\
\text{Outside diameter} &= 3.5 \text{ in} = 0.292 \text{ ft} = 0.089 \text{ m} \\
\text{Inside diameter} &= 3.068 \text{ in} = 0.256 \text{ ft} = 0.078 \text{ m} \\
\text{Area (A)} &= 0.0513 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

*(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)*

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.1547}{0.0513} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 3.02 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}
N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{70.19 \times 0.2557 \times 3.0157}{0.0093} \\
&= 5835.91675
\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$Friction loss = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.077731 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 1.60 ft

Reynold number = 5835.917

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5}$  m

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0.078 \text{ m}} = 0.00059 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

*Fanning factor* = 0.0100 *(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)*

$$Friction loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0117 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

$$Friction Loss (suction) = 0.0895 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 88.00

$$Friction loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.6452 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2
Globe valve      Wide Open	6	1
Tee	1	1

$$Elbow \ (h_f) = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.21199 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$Globe \ valve \ (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.84798 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$Tee \ (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.14133 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\begin{aligned} Friction \ loss \ (discharge) &= 1.8465 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \\ \text{Friksi total pompa} &= 1.9360 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 4.7 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 8.27 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 70.19 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

#### Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$- W_s = 0.14133 + 3.56667 + 32.73 + 1.9360$$

$$- W_s = 38.37$$

$$\text{Head Pompa} = 38.37 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m = 11.7039 \text{ m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{38.37}{0.75} = 51.1665 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{51.1665 \times 0.1547 \times 70.1907}{550} \approx 1.01 \text{ hp} \approx 1.5 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

$$\text{NPSH Available} = \text{Abs Press} - \text{Vap Press} - \text{Line loss} + \text{Elevation dif.} \quad (\text{rule of thumb, hal. 119})$$

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan ( $\text{N/m}^2$ )

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan ( $\text{N/m}^2$ )

P<sub>v</sub> = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $\text{N/m}^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $\text{kg/m}^3$ )

$$P = 3.00 \text{ bar} = 300000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 0.30 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.23 + 0.0351$$

$$= 0.267 \text{ J/kg} \times 1124 \text{ kg/m}^3$$

$$= 300.655 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{300000}{11018.6} + 0.3 - \frac{300.655}{11018.6} - \frac{4246}{11018.6} \\ &= 27.114 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 69.439 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

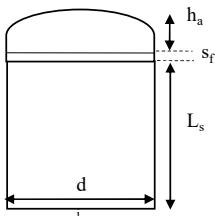
diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 4.7955 \text{ ft} = 1.4617 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 2nd Product Pump (L-223)
Fungsi	: Memompa liquid dari Product Tank menuju decanter
Kapasitas	: 17728.61 kg/jam
Daya pompa	: 1.50 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 35 Crude Triacetin Tank (F-224)



- Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara produk bawah *Decanter* sebelum dialirkan menuju *Triacetin Distillation Column*
- Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
- Bahan Konstruksi : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C  
( $f = 12650 \text{ psi}$ ) *(Item 4. App. D Hal 342. Brownell & Young, 1959)*
- Kondisi operasi : Tekanan = 2 atm = 14.70 psia  
Suhu = 120 °C = 248 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Jumlah produk} &= 14,885.232 \text{ kg/jam} = 32,815.982 \text{ lb/jam} \\ &= 357,245.568 \text{ kg/hari} = 787,583.579 \text{ lb/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= 1 \text{ buah} \\ \rho_{\text{Produk}} &= 1.314 \text{ kg/l} = 82.0140 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{AA}} = 1.028 \text{ kg/l} = 64.176 \text{ lb/ft}^3 = 1028 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Mono}} = 1.167 \text{ kg/l} = 72.853 \text{ lb/ft}^3 = 1167 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Di}} = 1.150 \text{ kg/l} = 71.792 \text{ lb/ft}^3 = 1150 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Tri}} = 1.123 \text{ kg/l} = 70.106 \text{ lb/ft}^3 = 1123 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{2-MPD}} = 1.056 \text{ kg/l} = 65.924 \text{ lb/ft}^3 = 1056 \text{ kg/m}^3$$

*Aspen Hysys V11*

$$x_{\text{AA}} = 0.0015$$

$$x_{\text{Mono}} = 0.0001$$

$$x_{\text{Di}} = 0.3418$$

$$x_{\text{Tri}} = 0.5193$$

$$x_{\text{2-MPD}} = 0.0000$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{x_{\text{AA}}}{\rho_{\text{AA}}} + \frac{x_{\text{Mono}}}{\rho_{\text{Mono}}} + \frac{x_{\text{Di}}}{\rho_{\text{Di}}} + \frac{x_{\text{Tri}}}{\rho_{\text{Tri}}} + \frac{x_{\text{2-MPD}}}{\rho_{\text{2-MPD}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{camp}} = \frac{\rho_{2-MPD}}{0.761 \text{ kg/l}}$$

$$\rho_{camp} = 1.314 \text{ kg/l} = ##### \text{ lb/ft}^3$$

Volume liquid dalam 1 tangki = 9,603.034 ft<sup>3</sup>

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :

$$\text{Volume total tangki} = 12,003.7920 \text{ ft}^3 \quad (\text{Table 6, Hal 37, Timmerhaus, 1991})$$

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

$$1. Ls/D < 2$$

$$2. \text{ Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum}$$

Rumus menentukan volume tangki :

$$\begin{aligned} V_{total} &= V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3) && (\text{Pers 5.14 Hal 95,}) \\ V_{total} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 && \text{Brownell \& Young, 1959} \end{aligned}$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$\begin{aligned} A_{total} &= A. \text{silinder} + A. \text{tutup atas} (\text{ft}^2) && (\text{Tabel 10 Hal 220}) \\ A_{total} &= (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) && \text{Dekker, 1993} \end{aligned}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
1.90630196	19.6508717	2941.05575	12,003.792

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

$$Ls = 1.906 D$$

$$V_{total} = V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3)$$

$$V_{total} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95,})$$

$$V_{total} = (1.427\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3 \quad \text{Brownell \& Young, 1959}$$

$$12,003.792 = 1.5819 d_i^3$$

$$d_i = 19.651 \text{ ft} = 235.8 \text{ in}$$

#### Menentukan tinggi liquid

$$V_{liquida} = V. \text{liquid dalam silinder}$$

$$V_{liquida} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{liquida})$$

$$9,603.034 = 303.29 L_{\text{liquida}} \\ L_{\text{liquida}} = 31.66321 \text{ ft} = ##### \text{ in}$$

#### Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquida}} / 144 && (\text{Pers 3.17 Hal 46}, \\ &= 82.0140 \text{ lb/ft}^3 \times 31.66321 \text{ ft} / 144 \text{ Brownell \& Young,} \\ &= 18.034 \text{ psi} && 1959) \\ P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 32.734 \text{ psia} \\ &= 18.034 \text{ psig} \\ P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && (\text{Coulson \&} \\ &= 19.837 \text{ psig} && \text{Richardson, 1993. Hal} \\ &&& 810) \end{aligned}$$

#### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C

Dari Brownell and Young :  $f = 12650$

$$c = 0.125 \quad (\text{Tabel 6. Hal 542 Timmerhaus,} \\ 1991)$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\ &= \frac{19.837 \times 235.810}{2(12650 \times 0.8 - 0.6 \times 19.8)} + 0.125 \\ &= \frac{4677.74}{2 \times 10108.1} + 0.125 \\ &= 0.356 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 1 1/8 in      (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 238.06 \text{ in} = 19.838 \text{ ft} \end{aligned}$$

distanarisasi, maka :

$$d_o = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 5.7 Hal 90, Brownell \& Young, 1959})$$

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - 2 t_s \\ &= 237.75 \text{ in} = 19.8125 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### Menentukan tinggi silinder

$$L_s = 1.906 d_i$$

$$= 37.769 \text{ ft} = 453.223 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$$rc = 180 \text{ in}$$

(Tabel 5.7 Hal 91, Brownell &

$$icr = 14.44 \text{ in}$$

Young, 1959)

$$W = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{r_i}} \right)$$

$$= 1.633$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0.2\pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{5829.905}{2 \times 10116.033} + 0.125$$

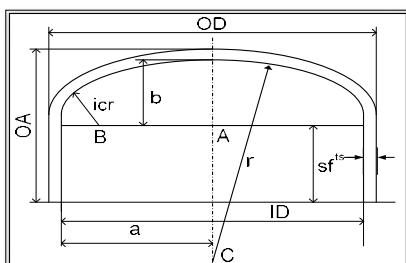
$$t_{ha} = 0.413 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 1/8 \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88, Brownell & Young, 1959)

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 240 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 4 \text{ in (diambil sf=3 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 118.8750 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 104.4375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 225.563 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 40.072 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 199.928 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 44.197 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 240$  in

$t_{ha} = 1 \frac{1}{8}$  in

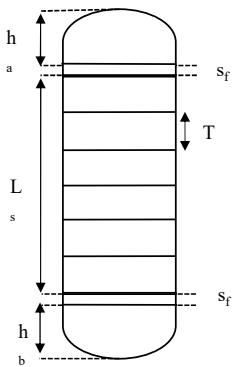
$sf = 3$  in

maka :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= L_s + OA \\ &= 497.420 \text{ in} \\ &= 41.45 \text{ ft}\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Crude Triacetin Tank (F-224)
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan sementara produk bawah Decanter sebelum dialirkan menuju Triacetin Distillation Column
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: $12003.792 \text{ ft}^3 = 339.922 \text{ m}^3$
Dimensi	: Tinggi tangki = 497.420 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = $1 \frac{1}{8}$ in Tebal tutup atas = $1 \frac{1}{8}$ in
Bahan	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah	: 1 buah

### C. 36 Triacetin Distillation Column (D-310)



- Fungsi : Alat untuk memurnikan triacetin  
 Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*  
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-240 Grade M tipe 316* ( $f = 15600$  psi)  
 Kondisi operasi :  
 Tekanan =  $32.214 \text{ kPa} = 0.322 \text{ bar} = 4.7 \text{ psia}$   
 Suhu =  $112.48 \text{ }^{\circ}\text{C} = 385.63 \text{ K} = 694.134 \text{ R}$   
 Tipe : Sieve tray  
 Dasar Pemilihan : *Sieve tray* relatif lebih murah daripada *bubble cap tray*, juga dapat digunakan untuk rate yang besar dan entrainment yang terjadi cukup kecil

Dari data neraca massa pada Appendiks A, diketahui :

- a. Feed
  - Rate =  $14885.23 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $112.48 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $25 \text{ kPa}$
- b. Distilat
  - Rate =  $8608.20 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $173.63 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $22 \text{ kPa}$
- c. Bottom
  - Rate =  $6277.03 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $231.38 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $45 \text{ kPa}$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendiks A, didapat nilai R, Rm, dan N min:

$$R = 1.31$$

$$\frac{R}{R+1} = 0.57$$

$$R_m = 0.87$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0.47$$

$$N \text{ min} = 17$$

#### - Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox

(Geankolis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $R_m/(R_m+1)$ , didapatkan sumbu x yaitu nilai  $N_m/N$  :

$$N_m/N = 0.65$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 25.8 \text{ plate} = 26 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $E_o$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32.5 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian Distilat : } \alpha_D = 1.740$$

$$\text{Bagian Bottom : } \alpha_B = 1.722$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 1.731$$

$$\mu = 0.05779 \text{ cP}$$

$$E_o = 83.5 \% \text{}$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{25.7805}{83.50\%} = 30.875 = 31$$

#### - Menentukan lokasi feed plate

$$\log(m/p) = 0.206 \log \{(kgmolB/kgmolD) * (x_{HK}/x_{LK}) F [(x_{LK})B/(x_{HK})D]^2\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = 0.10178$$

$$m/p = 1.2641$$

$$m+p = 26$$

$$\text{sehingga } m = 14.52$$

$$p = 11.48$$

Jadi feed masuk pada antara plate 14 dan 15

- **Menentukan Densitas Uap dan Liquid**

Menentukan Densitas Feed

Feed dan Refluks dalam keadaan liquid jenuh

Aliran Feed <32>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xf
1	Asam Asetat	2259.530	60.05	37.627	0.366
2	Monoacetin	174.650	134.14	1.302	0.013
3	Diacetin	6172.970	176.25	35.024	0.341
4	Triacetin	6277.882	218.21	28.770	0.280
5	2-M-PD	0.200	106.12	0.002	0.000
<b>Total</b>		<b>14885.232</b>		<b>102.725</b>	<b>1.000</b>

No	Komponen	xi	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	xi* $\rho$
1	Asam Asetat	0.366	1.050	384.607
2	Monoacetin	0.013	1.210	15.336
3	Diacetin	0.341	1.182	403.000
4	Triacetin	0.280	1.161	325.157
5	2-M-PD	0.000	1.015	0.019
<b>Total</b>		<b>1.000</b>		<b>1128.120</b>

$$\begin{aligned}\rho_L &= 1128.1198 \text{ kg/m}^3 \\ &= 70.4285 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Menentukan Densitas Produk

Aliran Distilat <33>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xd
1	Asam Asetat	2259.530	60.05	37.627	0.509
2	Monoacetin	174.650	134.14	1.302	0.018
3	Diacetin	6111.240	176.25	34.674	0.469
4	Triacetin	62.779	218.21	0.288	0.004
<b>Total</b>		<b>8608.199</b>		<b>73.891</b>	<b>1.000</b>

Aliran Bottom <34>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xb
1	Diacetin	61.730	176.25	0.350	0.01215
2	Triacetin	6215.103	218.21	28.482	0.98785
3	2-M-PD	0.200	106.12	0.000	0.00000
<b>Total</b>		<b>6277.033</b>		<b>28.832</b>	<b>1.000</b>

A. Bagian Enriching (Atas)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Asam Asetat	0.025	60.05	1.498
2	Monoacetin	0.026	134.14	3.469
3	Diacetin	0.932	176.25	164.352
4	Triacetin	0.013	218.21	2.937
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>172.256</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	yi*BM (kg/kmol)
1	Asam Asetat	0.509	60.05	30.579
2	Monoacetin	0.018	134.14	2.364
3	Diacetin	0.469	176.25	82.706
4	Triacetin	0.004	218.21	0.850
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>116.499</b>

B. Bagian Exhausting (Bawah)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Diacetin	0.012	176.25	2.141
2	Triacetin	0.988	218.21	215.545
3	2-M-PD	0.000	106.12	0.007
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>217.693</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Diacetin	0.021	176.25	3.647
2	Triacetin	0.977	218.21	213.288
3	2-M-PD	0.000	106.12	0.014
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>216.949</b>

Asumsi : Equimolar overflow

$$R = 1.3065$$

$$L = R \times D$$

$$= 1.3065 \times 73.8909 \text{ kmol/jam}$$

$$= 96.5404 \text{ kmol/jam}$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= (1.3065 + 1) \times 73.8909 \text{ kmol/jam}$$

$$= 170.4313 \text{ kmol/jam}$$

Feed saturate liquid maka  $q = 1$

$$L' = qF + L$$

$$\begin{aligned}
 &= 102.725 + 96.5404 \\
 &= 199.265614 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= (q-1) F + V \\
 &= (1-1) 96.5404 + 170.431 \\
 &= 170.431277 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan rate liquid dan gas

	rate liquid		rate gas	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Atas	170.4313	29,357.73	199.2656	23,214.21
Bawah	170.4313	37,101.70	199.2656	43,230.52

Beban uap terbesar terdapat pada bagian bawah, dan beban liquid terdapat pada bagian bawah

$$\begin{aligned}
 V &= 43,230.52 \text{ kg/jam} \\
 &= 95,107.14 \text{ lb/jam} \\
 L &= 37,101.70 \text{ kg/jam} \\
 &= 81,623.73 \text{ lb/jam} \\
 BM \text{ uap} &= 216.949 \text{ lb/lbmol} \\
 BM \text{ liquid} &= 172.256 \text{ lb/lbmol} \\
 \rho_v &= \frac{BM \times T_o \times P}{360 \times T \times P_0} \\
 &= \frac{216.949 \times 273.15 \times 0.322}{360 \times 385.63 \times 1} \\
 &= 0.137509 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0.00220014 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 1.0141E-05 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

No	Komponen	xi	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$xi^*\rho$
1	Diacetin	0.012	1.182	14.357
2	Triacetin	0.988	1.161	1146.822
3	2-M-PD	0.000	1.015	0.066
<b>Total</b>		<b>1</b>		<b>1161.246</b>

$$\begin{aligned}
 \rho_L &= 1161.2455 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 72.4966 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1.1599449 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0.0067339 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

#### - Menentukan beban kolom

$$\begin{aligned}
 V_m &= 95,107.14 / (0.138 \times 3600) \\
 &= 192.1230 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_m &= 81,623.73 / (72.497 \times 60) \\
 &= 18.7650 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 &= 140.3620 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Beban Maksimum

$$\begin{aligned}
 V_{\max} &= 1.3 \quad V_m = 249.76 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 Q_{\max} &= 1.3 \quad Q_m = 24.3945 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned}
 V_{\min} &= 0.7 \quad V_m = 134.486 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 Q_{\min} &= 0.7 \quad Q_m = 13.1355 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

#### - Menentukan Diameter Kolom

Ditetapkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Tray spacing (T)} &= 24 \text{ in} \\
 \text{Effective Spacing, } S' &= St - 2.5hc \quad (\text{Pers. 8-251, Ludwig II}) \\
 &= 18.625
 \end{aligned}$$

dari ludwig *figure 8.121* didapatkan

$$V_c = 10.5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

Diameter kolom dihitung melalui :

$$\begin{aligned}
 D_t &= \left[ \frac{4}{\pi} \frac{V_{\max}}{V_c} \right]^{0.5} \\
 &= \left[ \frac{4}{3.14} \times \frac{192.12}{10.5} \right]^{0.5} \\
 &= 4.82792 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil desain diameter kolom} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

Luas tray ( $A_t$ ) dapat dihitung melalui :

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{\pi}{4} D_t^2 \\
 &= 28.26 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

#### - Menentukan Tipe Tray

Pada  $D_t = 20$  ft dan  $Q = 140.3620$  gpm

Tipe tray : cross (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (50-500 gpm)

$$\begin{aligned}
 \text{ditetapkan: } h_w &= 2.3 \text{ inch tinggi weir } (2'' \leq h_w \leq 4'') \\
 h_w - h_c &= 0.15 \text{ inch (berkisar antara } 0.25''-0.15'') \\
 h_c &= 2.15 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Weir ( $l_w$ )

$$Lw/D = 0.68 \quad (\text{Tabel 14.8, Van Winkle})$$

$$lw = 4.08 \text{ ft}$$

$$Q/(lw)^{2,5} = 4.17445$$

Fw = 1 (*Weir Construction Factor*, Fig. 8-105, Ludwig Vol.2)

Menghitung tinggi liquid di atas weir (how) & tinggi liquid di atas plate (hl)

$$\begin{aligned} \text{how max} &= 0.092 \times Fw \times (Q_{\max} / lw)^{2/3} && (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2}) \\ &= 0.30307 \text{ in} & Fw &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{how min} &= 0.092 \times Fw \times (Q_{\min} / lw)^{2/3} && (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2}) \\ &= 0.20059 \text{ in} & Fw &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hl \text{ max} &= \text{how max} + hw \\ &= 2.60307 \text{ in} & \text{Syarat} < 4' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hl \text{ min} &= \text{how min} + hw \\ &= 2.50059 \text{ in} & \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$Ac = At - 2 \times Ad$$

$$Adc = hc \times lw$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left( \frac{Q_{\max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \longrightarrow \text{Dipilih yang terkecil antara Adc atau Ad}$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
L, ft	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
lw, ft	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
Q/(lw) <sup>2,5</sup>	45.8	31.1	22.3	16.6	13.8	12.8	
Fw	1.035	1.025	1.010	1.0	1.0	1.0	
how max, in	0.341	0.305	0.275	0.251	0.239	0.234	
how min, in	0.226	0.202	0.182	0.166	0.158	0.155	
hlmax, in	2.641	2.605	2.575	2.551	2.539	2.534	< 4"
hlmin, in	2.53	2.50	2.48	2.47	2.46	2.46	> 2"
Ad/At	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.3468	0.5	
Ad	1.46952	2.48123	4.02422	6.54219	9.80057	14.13	
Adc	0.645	0.7525	0.86	0.9675	1.04275	1.075	
hd	0.00429	0.00315	0.00241	0.00191	0.00164	0.00154	< 1"

Asumsi :

$$\text{daerah distribusi liquid (Hdl)} = 1 \text{ inch}$$

$$\text{daerah terbuang (Wt)} = 0.5 \text{ inch}$$

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hd/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 35.958 \text{ ft}$$

Menghitung Active Area for Cross Flow

$$Aa_c = 2\{x(r^2-x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

$$Hdt = 8 \text{ in (ditetapkan)}$$

$$Ax = \frac{(Hdt+2Hd)}{12} x r x 2$$

$$Aa = Aa_{cross} - Ax$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.3785	0.5	
H, ft	0.6	0.858	1.2	1.692	2.271	3	
x, ft	2.31667	2.05867	1.71667	1.22467	0.64567	-0.08333	
r, ft	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	
Aa c, ft <sup>2</sup>	24.27	22.22	19.11	14.07	7.58	-0.99	
Ax, ft <sup>2</sup>	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	
Aa, ft <sup>2</sup>	19.34	17.29	14.18	9.14	2.65	-5.92	
Aa/At	68.438	61.176	50.168	32.329	9.373	-20.936	60-80%

dipilih L/D = 0.70 dengan %Aa/At = 61.176 %

Ukuran lubang  $A_o = \frac{A_a x 0.9605}{n^2}$  (2.5 <= n <= 4)

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft <sup>2</sup>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{249.76}{A_o}$$

$$hp = 12 \frac{\rho v}{\rho L} x 1.14 \left( \frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$hr = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$ht = hp + hr + hlmax$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft <sup>2</sup>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038
Ac, ft <sup>2</sup>	23.298	23.298	23.298	23.298	23.298

<b>U<sub>o</sub>, ft/s</b>	60.163	94.005	135.366	184.249	240.652
<b>hp, in</b>	1.611	4.416	9.725	18.668	32.579
<b>hr, in</b>	0.443	0.443	0.443	0.443	0.443
<b>ht, in</b>	4.66	7.46	12.77	21.72	35.63

checking downcomer, back up, dan weeping

$$Hd = h_{max} + ht + hd$$

$\frac{Hd}{Hdf} \leq 0.5$	$Hdf = T + hw$
	$= 26.3 \text{ in}$

$$tw = 0.8[h_{max}(T + hw - hb)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{tw}{H} \leq 0.6$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{max}$$

$$Um = \frac{V_{min}}{Ao}$$

$$h_{pm} = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1.14 \left( \frac{U_m^2}{2gc} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	syarat
<b>Hd</b>	7.27	10.07	15.38	24.32	
<b>Hd/Hdf</b>	0.276	0.383	0.585	0.925	$\leq 0.5$
<b>tw</b>	1.927	1.779	1.459	0.621	
<b>tw/H</b>	0.265	0.177	0.095	0.026	$\leq 0.6$
<b>hpw</b>	0.213	0.213	0.213	0.213	
<b>Um</b>	32.3954	50.6178	72.8896	99.2109	
<b>hpm</b>	4.66861	12.7938	28.1753	54.0836	$hpw \leq hpm$

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n = 2

Untuk L/D = 0.7 dan n = 2 :

Ao < Aa < Ac < At -->

4.151 < 22.22 < 23.298 < 28.26
--------------------------------

Hole size (do)

$$Ao = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$4.151 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 2.300 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

$$\text{Pitch} \\ n \times d_o = 4.599 \text{ in}$$

**checking entrainment**

$$e = 0.22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{249.76}{23.298} = 10.7204376$$

$$T_c = T - 2.5 * h_{lmax} \\ = 17.4882$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{64.0} \times \left( \frac{10.720}{17.488} \right)^{3.2} \\ = 0.05242 \quad (\text{Syarat } < 0,1, \text{ Memenuhi})$$

#### - Menentukan tinggi kolom total

1. Tinggi kolom bagian tray

$$Nactual = 31$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom bagian tray} &= T \times (Nactual - 1) \\ &= 24 \times (31 - 1) \\ &= 720 \text{ in} \\ &= 60 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray} = 3 \text{ ft}$$

3. Tinggi hold up liquida (bagian bawah kolom)

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan hold up time liquida, } q &= 10 \text{ menit} \\ &= 0.17 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi penampang} &= \frac{\text{rate} \times \text{hold up}}{\rho L \times A_t} \\ &= \frac{452.704 \times 0.17}{72.4966 \times 28.26} \\ &= 0.03683 \approx 0.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Tinggi ruang kosong di atas liquida

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquida} = 1 \text{ ft}$$

5. Tinggi bejana

Tebal Kolom

Direncanakan tutup atas = tutup bawah berupa standard dish head

Bahan konstruksi SA 240 grade M tipe 316

$$f = 17900 \quad (\text{Brownell, tabel.13-1})$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8 \\
 C &= 0.6 \text{ in} \\
 P_{\text{operasi}} &= 4.7 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.5 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 7.00656 \text{ psi} \\
 r_c = D &= 72 \text{ in} \\
 t_{\text{head}} &= 0.885 \times P_d \times r_c / (f \times E - 0.1 \times P_d) + C \\
 &= 0.63118 \text{ in}
 \end{aligned}$$

distanدارisasi menjadi : 3/4 in

$$\begin{aligned}
 s_f &= 3 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 4 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 BC &= r_c - i_{cr} \\
 &= 67.625 \text{ in} \\
 AB &= 0.5 \times ID - i_{cr} \\
 &= 31.625 \text{ in} \\
 b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= 12.225 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup} &= t_{\text{head}} + b + s_f \\
 &= 15.857 \text{ in} \\
 &= 1.32138 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Kolom Total} &= \text{Tinggi tray} + \text{Tinggi ruang kosong di atas tray} + \\
 &\quad \text{Tinggi hold up} + \text{Tinggi ruang kosong di atas hold up} + \\
 &\quad \text{Tinggi tutup} \\
 &= 65.419 \text{ ft} \sim 80 \text{ ft} \\
 &= 785.028 \text{ in} \sim 960 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Pers. 13-1 Brownell & Young)

#### - Menentukan ketebalan

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_t}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \\
 &= \frac{7.0}{2 \left( \frac{17900}{17900} \times 0.8 - 0.6 \times \frac{7.0}{7.0} \right)} + 0.6 \\
 &= 0.618 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 5/8 in

#### - Menentukan Diameter Tutup

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s = 73.25 \text{ in} \rightarrow 78 \text{ in} \\
 ID &= OD - 2 t_s = 76.75 \text{ in} \\
 s_f &= 3 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 4 \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{Diameter tutup} &= OD + OD/42 + 2 \times s_f + 2/3 \times i_{cr} = 89.024 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Berat Kolom

$$\begin{aligned}\text{Berat tutup} &= \pi \times D^2 \times t / 4 \times (490 / 1728) \\ &= 980.0807 \text{ lb}\end{aligned}$$

### *Axial Stress*

$$\begin{aligned}f_{ap} &= Pd \times D / (4 \times (ts - C)) \\ &= 5465.1 \text{ psi}\end{aligned}$$

### *Dead Weight*

$$\begin{aligned}f_{\text{dead wt shell}} &= 3.4 \times \\ \text{Tebal isolasi} &= 3 \text{ in} \\ \rho_{\text{ins}} &= 40 \text{ lbm/ft}^3 \\ f_{\text{dead wt ins}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (ts - C)) \\ &= 33.333 \times\end{aligned}$$

### *Berat Attachment*

$$\begin{aligned}\text{Berat tutup atas} &= 980.081 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25 \times \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 \times \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times (1.52 - 1.02) \times 40 \\ &= 39.25 \times \\ \text{Total (W)} &= 980.081 + 108.05 \times \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \Sigma W / (\pi \times D / (ts - C)) \\ &= 0.102 + 0.011 \times\end{aligned}$$

### Berat Tray + Liquida

Berat liquida dihitung dibawah X = 4

$$\begin{aligned}n &= (X - 4)/2 - 1 \\ &= X/2 - 1\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}f_{\text{dead wt tray+liquid}} &= ((X/2 - 1) \times 25 \times (\pi \times D^2/4)) / (12 \times \pi \times D / (ts - C)) \\ &= 0.500 \times + -0.999 \\ f_{\text{dead wt total}} &= 37.244 \times + -0.898\end{aligned}$$

### Menentukan Wind Stress

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan angin} &= 3.75544 \text{ m/s} \\ &= 8.40068 \text{ mil/jam} \\ \text{Tekanan Udara, B} &= 758.537 \text{ mmHg} \\ &= 29.8637 \text{ inHg} \\ F_s &= 0.6 \\ P_w &= 0.004 \times B \times V_w^2 \times F_s / 30 \\ &= 0.1686 \text{ psf} \\ &= 1 \text{ psf}\end{aligned}$$

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

$$d_{eff} = \text{diameter kolom} + \text{tebal insulasi kolom} + \text{diameter pipa uap} + \text{tebal insulasi pipa}$$

$$= 24.75$$

$$f_{wx} = \frac{2 \times P_w \times X^2 \times d_{eff}}{\pi \times d_o^2 \times (ts - c)}$$

$$= 0.104 \quad X^2$$

Perhitungan Stress Gabungan

Upwind Side

$$ft_{max} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx}$$

$$= 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.898$$

$$ft_{max} = f \times E$$

$$= 0$$

$$14320 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.898$$

$$0 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + -14319.102$$

diperoleh X

$$= 592.515 \text{ ft}$$

Downwind Side

$$fc_{max} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx}$$

$$= 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.898$$

$$fc_{max} = 1.5 \times 10^6 \times (t/r)$$

$$= 24038 \quad 6/13$$

$$36585.4 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + 0.898$$

$$0 = 0.104 \quad X^2 + -37.244 \quad X + -36584.468$$

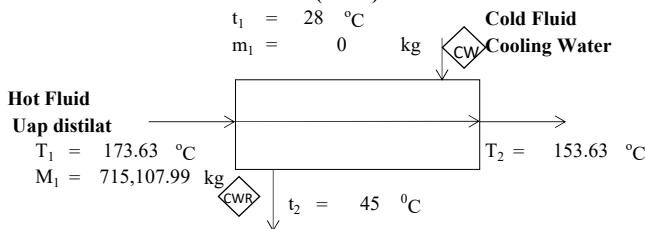
diperoleh X

$$= 800.368 \text{ ft}$$

Tinggi kolom < Xupwind dan Xdownwind (Tebal Shell memenuhi syarat)

<b>Spesifikasi Alat</b>											
Nama Alat	: Triacetin Distillation Column (D-310)										
Fungsi	: Alat untuk memurnikan triacetin										
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head										
Kapasitas	: 452.679 ft <sup>3</sup>										
Dimensi Bejana	: <table> <tr> <td>Tinggi tangki</td><td>= 960.00 in</td></tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td><td>= 76.75 in</td></tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td><td>= 78 in</td></tr> <tr> <td>Tebal silinder</td><td>= 5/8 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup atas dan bawah</td><td>= 3/4 in</td></tr> </table>	Tinggi tangki	= 960.00 in	Diameter dalam bagian silinder	= 76.75 in	Diameter luar bagian silinder	= 78 in	Tebal silinder	= 5/8 in	Tebal tutup atas dan bawah	= 3/4 in
Tinggi tangki	= 960.00 in										
Diameter dalam bagian silinder	= 76.75 in										
Diameter luar bagian silinder	= 78 in										
Tebal silinder	= 5/8 in										
Tebal tutup atas dan bawah	= 3/4 in										
Dimensi Tray	: <table> <tr> <td>Tipe Tray</td><td>= Cross Flow</td></tr> <tr> <td>Jumlah Tray</td><td>= 31</td></tr> </table>	Tipe Tray	= Cross Flow	Jumlah Tray	= 31						
Tipe Tray	= Cross Flow										
Jumlah Tray	= 31										
Bahan Konstruksi	: SA 240 grade M tipe 316										

### C. 38 Triacetin Distillation Condenser (E-312)



Fungsi : Mengkondensasikan distilat dari Triacetin Distillation Column (D-310)

#### 1) Heat Balance

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 382320532.9 \text{ kkal} \\ &= 1516283233 \text{ Btu} \end{aligned}$$

#### Uap distilat

$$\begin{aligned} T_1 &= 174 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 345 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ T_2 &= 154 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 309 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 715,107.99 \text{ kg/jam} = 1,573,237.58 \text{ lb/jam}$$

#### Cooling Water

$$\begin{aligned} t_1 &= 28 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 82.4 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_2 &= 45 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 113 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ w &= 22,508,575.40 \text{ kg} &= 49,518,865.88 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah condenser = 52 maka

$$\begin{aligned} Q &= 29,159,292.95 \text{ Btu} \\ W &= 30,254.57 \text{ lb/jam} \\ w &= 952,285.88 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 2) Menghitung $\Delta t_{LM}$

Hot Fluid      Cold Fluid      Diff.

344.527	Higher T.	113	232	$\Delta t_2$
308.527	Lower T.	82.4	226.127	$\Delta t_1$
36		31	5	

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 229 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

#### 3) Caloric Temperature

$$T_{av} = 327 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_{av} = 97.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial  $U_D$**

$$\mu_{gas} = 0.79 \text{ cp}$$

$$\mu_{water} = 0.9925 \text{ cp}$$

$$\text{Trial } U_D = 60$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 2123.9216 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.13 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 0.15 \text{ in}^2$$

$$1 \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.035 \text{ in} = 0.003 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 20$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 0.94 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 1.15 \text{ in} = 0.096 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= 1352.13$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{\text{shell}}$

$$Nt_s = 1377$$

$$IDs = 39 \text{ in} = 3.25 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 58.92$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

*Tube Side*

*Shell Side*

$$\text{OD} = 0.75 \text{ in}$$

$$IDs = 39 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 20$$

$$n' = 1$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$B = 7.8 \text{ in}$$

$$Nt = 1377$$

$$de = 0.55 \text{ in} \text{ (fig.28 Kern)}$$

$$n = 2$$

$$P_T = 0.94 \text{ in}$$

$$a' = 0.15 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0.13 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ID = 1.15 \text{ in}$$

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(4') $a_t = \frac{N_t \cdot x \cdot a'}{n \times 144}$ = 0.6933	(4) $C' = P_T - OD$ $C' = 0.94 - 0.75$ = 0.19 in
Gt = w/at = 1373592.44 lb/hr.ft <sup>2</sup>	$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.42
V = Gt/3600ρ = 6.10486 fps	Gs = W/as = 71608.45 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 54806.06	$NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 1716.73
hi = 750 x 0.90 = 675.0 (App. Fig. 25 Kern)	$G'' = \frac{W}{lxNt.s^{\frac{2}{3}}}$ = 20.37
(8) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1035.00$	Trial ho = 500.00 tw = 195.07 tf = 260.80 kf = 0.12 sf = 0.79 mf = 0.79 cp ho = 900.00 (fig. 12.9)

(9) Clean overall coefficient, Uc

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 481.40 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

(10) Dirt Factor, R<sub>d</sub>

$$U_D = 58.92$$

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_D}{U_c + U_D} = 0.015 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)/BTU}$$

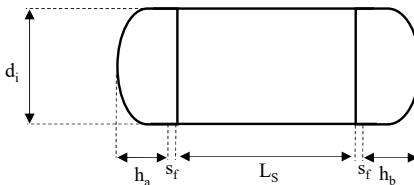
Pressure Drop

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(1') Re t = 54806.06	(1) Re s = 1716.73

$f = 0.0001 \text{ (Fig 26 Kern)}$ $s = 0.9925$	$f = 0.0002 \text{ (Fig 29 Kern)}$ $s = 0.79$
$(2') \Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$ $= 0.91203 \text{ psi}$	$(2) \Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S} \times \frac{1}{2}$ $= 0.0326 \text{ psi}$
<b>(3) Menghitung <math>\Delta P</math> karena tube passes</b> $\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2 \cdot g \cdot c} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0.0967 \text{ psi}$	
<b>(4) <math>\Delta P</math> tot = 1.00876 psi Karena <math>\Delta P_{tot} &lt; 10 \text{ psi}</math> maka memenuhi</b>	Karena $\Delta P < 2 \text{ psi}$ maka memenuhi

<b>Spesifikasi Alat</b>																	
Nama Alat	: Triacetin Distillation Condenser (E-312)																
Fungsi	: Mengkondensasikan distilat dari Triacetin Distillation Column (D-310)																
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchange: 1 - 2																
Dimensi	: <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 15%;">Tube</td> <td>Jumlah Tube = 1377 buah</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Inside Diamater = 1.15 in</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Outside Diameter = 0.75 in</td> </tr> <tr> <td></td> <td>BWG = 20</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Panjang = 12 ft</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">Shell</td> <td>P<sub>T</sub> = 0.94 in</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Diameter Shell = 39 in</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Baffle = 7.8 in</td> </tr> </table>	Tube	Jumlah Tube = 1377 buah		Inside Diamater = 1.15 in		Outside Diameter = 0.75 in		BWG = 20		Panjang = 12 ft	Shell	P <sub>T</sub> = 0.94 in		Diameter Shell = 39 in		Baffle = 7.8 in
Tube	Jumlah Tube = 1377 buah																
	Inside Diamater = 1.15 in																
	Outside Diameter = 0.75 in																
	BWG = 20																
	Panjang = 12 ft																
Shell	P <sub>T</sub> = 0.94 in																
	Diameter Shell = 39 in																
	Baffle = 7.8 in																
Bahan	: Carbon Steel																

### C. 39 Triacetin Distillation Accumulator (F-313)



Fungsi : Menampung distilat Triacetin Distillation Column

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk *standard dished head*

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 22 \text{ kPa} = 0.22 \text{ bar} = 3.2 \text{ psia}$$

$$\text{Suhu} = 173.63^\circ\text{C} = 344.527^\circ\text{F}$$

$$D = 8,608.20 \text{ kg/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$= 1.30653 \times 8,608.20 \text{ kg/jam}$$

$$= 11,246.84 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{distilat}} = 1.1446 \text{ kg/l} = 71.513 \text{ lb/ft}^3 = 1145 \text{ kg/m}^3$$

$$V_1 = 9.8259 \text{ m}^3/\text{jam} = 346.981 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V_t)} &= \frac{100}{80} \times V_1 \\ &= \frac{100}{80} \times 346.98 \text{ ft}^3/\text{tangki} \\ &= 433.73 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V_t = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.0847 d_i^3$$

$$V_t = 1.3469 d_i^3$$

$$433.726 = 1.3469 d_i^3$$

$$d_i = 6.8543 \text{ ft}$$

$$L_s = 10.2814 \text{ ft}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3$$

$$346.981 = 36.88 L_{\text{liquida}} + 54.55$$

$$L_{\text{liquida}} = 7.93 \text{ ft} = 95.15 \text{ in}$$

Karena silinder horizontal, maka  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki :

$$80\% L_{\text{liquida}} \text{ saat tangkinya tegak, sehingga } L_{\text{liquida}} = 6.34 \text{ ft}$$

### Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144 \\
 &= 3.15 \text{ psia} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 6.3 \text{ psia} = 8.36 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 9.20 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 15100$$

$$c = 0.125$$

Dipilih sambungan las *single welded butt joint* dengan,  $E = 0.8$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13-1 Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{9.20 \times 6.8543}{2(15100 \times 0.8 - 0.6 \times 9.1957)} + 0.125 \\
 &= \frac{63.0296}{12074.4826} + 0.125 \\
 &= 0.1276 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 5/16 in

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 82.876 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh } d_o = 84 \text{ in} \\
 \text{sehingga didapatkan nilai } d_i \text{ baru yaitu :} \\
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 83.38 \text{ in} = 6.95 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2 d_i \\
 &= 125.06 \text{ in} = 10.42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 h_a &= h_b = 0.169 d_i \\
 &= 14.09 \text{ in} = 1.17 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 84.00 \text{ in} \\
 s_f &= 3 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r_c}{(f E - 0.1 P_i)} + c
 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{683.6084}{1 \times 12,079.08} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.1816 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 5/16 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 5/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Total} &= L_s + h_a + h_b + 2 sf = 159.24 \text{ in} \\ &= 13.27 \text{ ft} \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>													
Nama Alat	: Triacetin Distillation Accumulator (F-313)												
Fungsi	: Menampung distilat Triacetin Distillation Column												
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head												
Kapasitas	: 433.73 ft <sup>3</sup>												
Dimensi Bejana	: <table> <tr> <td>Tinggi tangki</td><td>= 159.24 in</td></tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td><td>= 83.38 in</td></tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td><td>= 84 in</td></tr> <tr> <td>Tebal silinder</td><td>= 5/16 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup kiri</td><td>= 5/16 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup kanan</td><td>= 5/16 in</td></tr> </table>	Tinggi tangki	= 159.24 in	Diameter dalam bagian silinder	= 83.38 in	Diameter luar bagian silinder	= 84 in	Tebal silinder	= 5/16 in	Tebal tutup kiri	= 5/16 in	Tebal tutup kanan	= 5/16 in
Tinggi tangki	= 159.24 in												
Diameter dalam bagian silinder	= 83.38 in												
Diameter luar bagian silinder	= 84 in												
Tebal silinder	= 5/16 in												
Tebal tutup kiri	= 5/16 in												
Tebal tutup kanan	= 5/16 in												
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A												

#### C. 40 Triacetin Jet Ejector (G-314)

Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser

Material : Carbon Steel, SA 283, Grade C

Type : Single Stage Jet

Jumlah : 1 Unit

Perhitungan:

Tekanan Vacuum Tangki = 0.7380 inHg abs

Suhu vapor,  $T_v$  = 173.63 °C = 344.527 °F

Tekanan Vapor pada 250°C = 19.7317 kPa

= 148.0 mmHg = 5.77 inHg

Pounds of water vapor per pound of air = 2 (Ludwig, Fig. 6-20C, hal. 365)

Uap air menuju ejector = 860.82 kg = 1893.8 lb

Sehingga,  $W_v' = 4$  lb uap air/ lb udara

Recommended udara kering = 35 lb/jam (Ludwig, hal. 367)

Total uap air =  $W_a \times W_v'$

= 35 x 4

= 140 lb/jam

Total campuran uap ke ejector = 140 + 1893.8

= 2033.8 lb/jam

Kebutuhan steam  $W_s = W_s' \times W_m \times K \times F$  (Ludwig, hal. 372)

nilai  $K = 0.46$  (Ludwig, Fig. 6-28 C, hal. 376)

nilai  $F = 0.89$  (Ludwig, Fig. 6-28 D, hal. 376)

Kebutuhan steam  $W_s = 4 \times 2033.8 \times 0.46 \times 0.89$

= 3330.5570 lb/jam

Pemilihan Ukuran Jet Ejector :

(Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373)

Kebutuhan steam = 3330.5570 lb steam/jam

Panjang = 4 in

Suhu steam = 250 °C = 482 °F

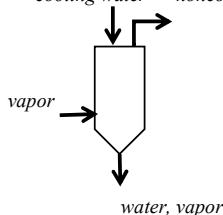
Tekanan steam = 1.7 bar = 24.65 psia = 9.95 psig

Spesifikasi Alat	
Material	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Type	: Single stage jet
Tekanan Vacuum Tangki	: 0.7380 inHg abs
Suhu vapor, $T_v$	: 173.63 °C
Tekanan Vapor pada 80°C	: 5.77 inHg
Total uap air	: 140 lb/jam = 63.6364 kg/jam

Total campuran uap ke ejector	:	2033.8 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Tekanan steam	:	1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, Ws	:	3330.56 lb/jam = 1513.89 kg/jam
Jumlah	:	1 Unit

### C. 41 Triacetin Barometric Condensor (E-315)

*cooling water      noncondensable gas*



- Fungsi : Mengkondensasikan uap dari *Triacetin Distillation Column*  
 Type : *Counter-Current Dry Air Condenser*  
 Jumlah : 1 unit  
 Bahan : *Carbon Steel, SA 283, Grade B*

#### Perhitungan

$$\text{Rate uap} = 860.820 \text{ kg/jam} = 1893.804 \text{ lb/jam}$$

Dari Hugot, tabel 40.2 hal 858 diperoleh bahwa :

$$\text{Untuk rate penguapan} \quad 1893.804 \text{ lb/jam}$$

$$H = 10 \text{ ft} = 3.048 \text{ m} = 120 \text{ in}$$

Luas penampang condenser, S :

$$S = 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton uap yang akan diembunkan tiap jam}$$

$$S = 1.7 \frac{\text{ft}^2}{\text{ton}} \times 860.8 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{1000 \text{ kg}}$$

$$S = 1.463 \text{ ft}^2$$

$$S = \pi/4 * ID^2$$

$$1.463 = 0.785 \times ID^2$$

$$ID^2 = 1.864$$

$$ID = 1.365 \text{ ft} = 16.384 \text{ in}$$

$$OD = 36 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, hlm 89})$$

$$\text{Diameter condenser, D} = 36 \text{ in} = 0.9144 \text{ m}$$

Bagian dasar berbentuk kerucut dengan sudut  $60^\circ$  terhadap garis horizontal.

Berdasarkan Neraca Massa dan Energi didapatkan:

$$T_2 = 98.58 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$w = 8.7980 \text{ kg air pendingin / kg uap terkondensasi}$$

$$w = 19.3960 \text{ lb air pendingin / lb uap yang terkondensasi}$$

Asumsi:

$$\begin{aligned} 90\% \text{ vapor terkondensasi} &= 90\% \times V_2 \\ &= 90\% \times 860.82 \text{ kg} \\ &= 774.74 \text{ kg} = 1707.99 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang dibutuhkan} &= \text{Uap terkondensasi} \times W \\ &= 774.74 \times 8.798 \\ &= 6816.1 \text{ kg} = 15026.8 \text{ lb}\end{aligned}$$

Kecepatan air dalam kolom condenser,  $v : 7 - 9 \text{ ft/s}$  (Hugot, Hal 882)

Diambil :  $v = 7 \text{ ft/s} = 2.1 \text{ m/s} = 21 \text{ dm/s}$

Diameter kolom barometrik :

$$\frac{\pi V(D)^2}{4} = \frac{Q(W+1)}{3600} \quad (\text{Hugot, Pers 40.22, Hal 882})$$

Dimana:  $D$  = diameter kolom barometrik (dm)

$V$  = kecepatan aliran dalam kolom (dm/s)

$Q$  = uap air yang diembunkan (lb/jam)

$W$  = perbandingan air pendingin dengan uap yang diembunkan

maka :

$$\begin{aligned}D &= \left[ \frac{4Q(W+1)}{241185} \right]^{0.5} \quad (\text{Hugot, pers 40.23, hlm 882}) \\ &= \left[ \frac{3099.0 \times 20.4}{241185.08} \right]^{0.5} \\ &= (0.26206)^{0.5} \\ &= 0.5119 \text{ dm} = 5.1 \text{ cm}\end{aligned}$$

Digunakan batas bawah untuk suhu air keluar =  $98.6^{\circ}\text{C}$

Kevakuman maksimum =  $148 \text{ mmHg} = 5.820 \text{ inHg}$

Batas yang diperlukan untuk menjaga kemungkinan kenaikan tekanan barometrik,  $P_{\text{max}} = 6.0 \text{ inHg}$

Tinggi kolom barometrik,  $H_b$  :

$$H_b = H_o + h + S \quad (\text{Hugot, Pers 40.19, hlm 881})$$

$\rho_{\text{air}} (28^{\circ}\text{C}) = 996.24 \text{ kg/m}^3 = 0.996 \text{ gr/cm}^3$

Spesifik volume air =  $1.000 \text{ ft}^3/\text{lb}$

$$H_o = 10.33 \times \frac{14.78}{76} \times \frac{78}{76} \times 1$$

$$H_o = 2.07 \text{ m} = 6.79 \text{ ft}$$

sedangkan menghitung  $h$  sebagai berikut :

$$h = (1 + a) * V^2/2g$$

Dimana:  $h$  = head air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempunyai kecepatan tetap sebesar  $v$

$v$  = kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)

$g$  = percepatan gravitasi (ft/s<sup>2</sup>)

Dari Hugot, tabel 40.19, hlm 881 diperoleh :

Untuk diameter kolom,  $D = 51.19 \text{ mm}$

$$a = 2.6$$

Jadi :

$$h = (1 + 2.6) \times \frac{49}{64.3}$$

$$= 2.743 \text{ ft}$$

Batas keamanan, s :

$$S = \text{faktor keamanan} = 1.5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi : } H_b &= H_o + h + S \\ &= 6.793 + 2.743 + 1.5 \\ &= 11.035 \text{ ft} = 3.364 \text{ m}\end{aligned}$$

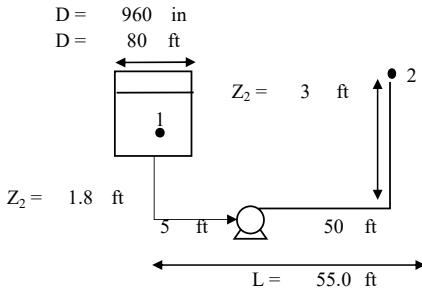
Untuk menjaga kondisi vakum maka digunakan tinggi sebesar 3.364 m = 11 ft

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Type	: Barometric condenser
Bahan	: Carbon steel SA 283 grade B
Rate bahan	: 860.820 kg uap/jam
Luas penampang condenser	: 1.463 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	: 36 in
Jumlah air pendingin	: 6816.1 kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	: 6.0 inHg
Diameter kolom barometrik	: 0.1680 ft
Batas keamanan	: 1.5 ft
Tinggi kolom barometrik	: 11.0352 ft
Jumlah	: 1 Unit

### C. 43 2<sup>nd</sup> Triacetin Pump (L-317)

Fungsi : Memompa liquid dari Triacetin Distillation Column menuju Triacetin Distillation Reboiler

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Triacetin Distillation Column

Titik 2 : Triacetin Distillation Reboiler

#### **Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 0.03 \text{ bar} = 3.00 \text{ kPa} = 0.44 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 0.03 \text{ bar} = 3.3 \text{ kPa} = 0.48 \text{ psi} \\ &= 68.9 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.0 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\begin{aligned} \text{Mass rate} &= 5283.53 \text{ kg/jam} = 11650.18 \text{ lb/jam} \\ \text{Viskositas} (\mu) &= 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Densitas} (\rho) &= 1153.06 \text{ kg/m}^3 = 71.983 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate} &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{11650.18 \text{ lb/jam}}{71.983 \text{ lb/ft}^3} = 161.85 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ (\text{Q}) &= 0.045 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$= 0.00127 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 4.58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter optimum =  $3.9 Q^{0.45} \rho^{0.13}$  (*timmerhause 4th edition: 496*)  
 $= 3.9 \times 0.045^{0.45} \times 71.983^{0.13}$   
 $= 1.68 \text{ in}$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40  
*Outside diameter* = 2.375 in = 0.198 ft = 0.060 m  
*Inside diameter* = 2.067 in = 0.172 ft = 0.053 m  
*Area (A)* = 0.0233 ft<sup>2</sup>

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)  
Kecepatan fluida (v) =  $\frac{Q}{A} = \frac{0.0450}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 1.93 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{71.98 \times 0.1723 \times 1.9295}{0.0093} = 2579.91441$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1  
*Friction loss* =  $0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.031821 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.10 \text{ J/kg}}$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 2579.914

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.053} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

*Fanning factor* = 0.0120 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94*)

$$Friction loss(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0418 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{0.12 \text{ J/kg}}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$Elbow (h_f) = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.04339 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{}$$

$$Friction Loss (suction) = 0.1170 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{}$$

## B. Discharge Pump

- Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 50.00 \quad \text{ft} \\ \text{Friction loss}(Ff) &= \frac{4f}{D} \frac{\Delta L}{2g_c} v^2 = 0.4178 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

- Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1
Globe valve      Wide Open	6	1
Tee	1	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.04339 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.34714 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Tee } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.05786 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friction loss (discharge)} = 0.8662 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 0.9832 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \quad \text{ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 3 \quad \text{ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 71.98 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \quad \text{ft/s}$$

#### Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$- W_S = 0.05786 + 1.2 + 30.96 + 0.9832$$

$$- W_S = 33.20$$

$$W_S = -33.20 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_S}{\eta}$$

$$W_p = \frac{33.20}{0.75} = 44.2658 \quad \text{ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{44.2658 \times 0.0450 \times 71.9833}{550} = 0.26 \quad \text{hp} \approx 1 \quad \text{hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.  
 (rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

Pf = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

Pv = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 1.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 21 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.10 + 0.1249$$

$$= 0.220 \text{ J/kg} \times 1153 \text{ kg/m}^3$$

$$= 253.663 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11300} + 21 - \frac{253.663}{11300} - \frac{4246}{11300} \\ &= 29.4513 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 20.179 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.1039 \text{ ft} = 0.6413 \text{ m}$$

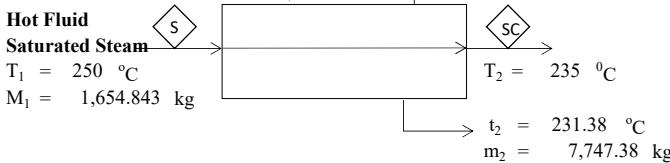
NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitasasi

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 2nd Triacetin Pump (L-317)
Fungsi	: Memompa liquid dari Triacetin Distillation Column menuju Triacetin Distillation Reboiler
Kapasitas	: 5283.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 44 Triacetin Distillation Reboiler (E-318)

**Cold Fluid**

$$\begin{array}{ll} \text{Bottom } t_1 = 231 \text{ } ^\circ\text{C} & t_3 = 231.38 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Product } m_1 = 8,608.20 \text{ kg} & \downarrow \\ \end{array}$$



Fungsi: Sebagai reboiler kolom distilasi D-310

Jenis : Kettle Reboiler

$$\begin{aligned} m_1 &= F + L \\ &= F + (R \times D) \\ &= 8608.199 + (1.307 \times 860.820) \\ &= 9,732.88 \text{ kg} = 21,412.34 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$m_2 = 7747.379 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} m_3 &= (1+R) \times D \\ &= 2.31 \times 860.820 \\ &= 1,985.50 \text{ kg} = 3,971.01 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah: 1 Unit maka,

$$m_1 = 9,732.88 \text{ kg}$$

$$m_2 = 7,747.38 \text{ kg}$$

$$m_3 = 992.75 \text{ kg}$$

#### 1) Heat Balance

Steam

$$\begin{array}{lll} T_1 & = 250 \text{ } ^\circ\text{C} & = 482 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 & = 235 \text{ } ^\circ\text{C} & = 455 \text{ } ^\circ\text{F} \end{array}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 1,654.843 \text{ kg/jam} = 3,640.66 \text{ lb/jam}$$

Bottom Product

$$\begin{array}{lll} t_1 & = 231 \text{ } ^\circ\text{C} & = 448 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 & = 231 \text{ } ^\circ\text{C} & = 448 \text{ } ^\circ\text{F} \\ w & = 8,608.20 \text{ kg/jam} & = 18,938.04 \text{ lb/jam} \end{array}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 71,510.80 \text{ kkal} \\ &= 283,611.83 \text{ Btu} \end{aligned}$$

**2) Menghitung  $\Delta t_{LM}$**

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff.
482	Higher T.	448.5
455	Lower T.	33.5

$\Delta t_2$
$\Delta t_1$

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 16.4832526 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**3) Caloric Temperature**

$$T_{av} = T_C = 469 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = t_C = 448 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial  $U_D$**

$$\text{Trial } U_D = 42$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 409.6681 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.54 \text{ in}^2$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.05 \text{ in} = 0 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 1.88 \text{ in} = 0.16 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 1.4 \text{ in} = 0.117 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= 86.98$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{\text{shell}}$

$$Nt.s = 91$$

$$ID_s = 23 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.94 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 40.1439$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

Tube Side	Shell Side
OD = 1.5 in	ID <sub>s</sub> = 23.3 in
BWG = 18	n' = 1
1 = 12 ft	B = 6.98 in
Nt = 91	de = 1.08 in (fig.28 Kern)
n = 2	
P <sub>T</sub> = 1.88 in triangular	
a' = 1.54 in <sup>2</sup>	
a'' = 0.39 ft <sup>2</sup> /ft	
ID = 1.4 in	

Hot Fluid : Tube Side, Steam	Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product
(4') $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ = 0.4866	(4) C' = P <sub>T</sub> - OD C' = 1.88 - 1.5 = 0.38 in
(5') G <sub>t</sub> = W/at = 7481.87 lb/hr.ft <sup>2</sup>	(5) $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.2252
(6') $NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 24,046.40	(6) G <sub>s</sub> = w/as = 84,081 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp}$	(7) $NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 180
(7') $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = 0.0333$	$\mu_{\text{bottom}} = 17.40 \text{ cp}$
(8') $h_{io} = 1500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2(\text{°F})$	(5) $j_H = 260 \text{ (App. Fig. 24 Kern)}$
	(6) Pada <sub>tav</sub> = 448 °F c = 0.75088 BTU/lb.°F k = 0.0690 BTU/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft) (c.m/k) <sup>1/3</sup> = 7.7096

$(7) h_o = j_H \frac{k}{De} (c.m/k)^{1/3} \left( \frac{m}{m_w} \right)^{0.14}$ $= 1536.77 \frac{\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)}{(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})}$
--

(9) Clean overall coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 759.08 \frac{\text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)}{(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})}$$

(10) Dirt Factor,  $R_d$

$$U_D = 40.14$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0236 \frac{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})}{\text{BTU}}$$

**Pressure Drop**

Hot Fluid : Tube Side, steam		Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product	
(1') $Re_t = 24,046.40$		(1) $Re_s = 179.71$	
$f = 0.0002$ (Fig 26 Kern)		$f = 0.0016$ (Fig 29 Kern)	
$s = 0.02$		$s = 1.26$	
(2') $\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$	$= 0.002 \text{ psi}$	(2) $\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S}$	$= 0.153 \text{ psi}$
Karena $\Delta P < 2 \text{ psi}$ maka memenuhi		Karena $\Delta P < 10 \text{ psi}$ maka memenuhi	

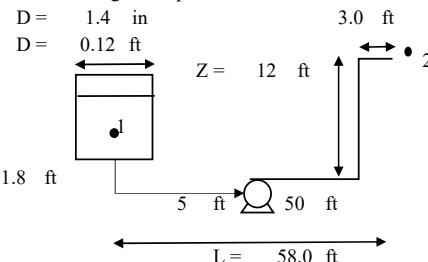
**Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Triacetin Distillation Reboiler (E-318)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-310
Jumlah	:	1 Unit
Tipe	:	Kettle Reboiler
Dimensi	:	
Tube		Jumlah Tube = 2 buah Inside Diameter = 1.4 in Outside Diameter = 1 1/2 in BWG = 18 Panjang = 12 ft Pitch = 1.88 ID Shell = 23.3 in
Shell		
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 45 3<sup>rd</sup> Triacetin Pump (L-319)

Fungsi : Memompa liquid dari Triacetin Distillation Reboiler menuju Triacetin Cooler

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Triacetin Distillation Reboiler

Titik 2 : Triacetin Cooler

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.00 \text{ bar} = 100.00 \text{ kPa} = 14.50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.10 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.95 \text{ psi} \\ &= 2297.4 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.00 \text{ bar} = 200.0 \text{ kPa} = 29.01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.20 \text{ bar} = 220 \text{ kPa} = 31.91 \text{ psi} \\ &= 4595 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\text{Mass rate} = 6277.03 \text{ kg/jam} = 13840.86 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas} (\mu) = 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} (\rho) = 1153.06 \text{ kg/m}^3 = 71.983 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{13840.86 \text{ lb/jam}}{71.983 \text{ lb/ft}^3} = 192.28 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.053 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.00151 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 5.44 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{timmerhause 4th edition: 496}) \\ &= 3.9 \times 0.053^{0.45} \times 71.983^{0.13} \\ &= 1.82 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40

$$\text{Outside diameter} = 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft} = 0.060 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter} = 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft} = 0.053 \text{ m}$$

$$\text{Area (A)} = 0.0233 \text{ ft}^2$$

(Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996)

$$\text{Kecepatan fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0.0534}{0.0233} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} = 2.29 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{71.98 \times 0.1723 \times 2.2923}{0.0093} \\ &= 3065.03545 \end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 0.044913 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 3065.035

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0.053 \text{ m}} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

Fanning factor = 0.0120 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94)

$$\text{Friction loss}(F_f) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.0496 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

$$\text{Friction Loss (suction)} = 0.0945 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

#### B. Discharge Pump

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 53.00

$$\text{Friction loss}(F_f) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0.5261 \frac{\text{ft.lb}_f/\text{lb}_m}{\text{J/kg}}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	2

<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Elbow (h_f)</i>	$= \frac{2 K_f v^2}{2 g_c}$	= 0.12249	ft.lb_f/lb_m
<i>Globe valve (h_f)</i>	$= \frac{K_f v^2}{2 g_c}$	= 0.48996	ft.lb_f/lb_m
<i>Tee (h_f)</i>	$= \frac{K_f v^2}{2 g_c}$	= 0.08166	ft.lb_f/lb_m
<i>Friction loss (discharge)</i>	= 1.2202	ft.lb_f/lb_m	
Friksi total pompa	= 1.3148	ft.lb_f/lb_m	

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 12 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 71.98 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0.08166 + 10.2 + 31.92 + 1.3148$$

$$-W_s = 43.51$$

$$W_s = -43.51 \text{ ft.lb_f/lb_m}$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{43.51}{0.75} = 58.0163 \text{ ft.lb_f/lb_m}$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{58.0163 \times 0.0534 \times 71.9833}{550} \approx 0.41 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.

(rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

P<sub>f</sub> = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

$P_v$  = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $N/m^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $kg/m^3$ )

$$P = 2.00 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 3.66 \text{ m}$$

$$P_f = hc + Ff$$

$$= 0.13 + 0.1484$$

$$= 0.283 \text{ J/kg} \times 1153 \text{ kg/m}^3$$

$$= 325.862 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11300} + \frac{3.66}{11300} - \frac{325.862}{11300} - \frac{4246}{11300} \\ &= 12.1049 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 23.973 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.3600 \text{ ft} = 0.7194 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

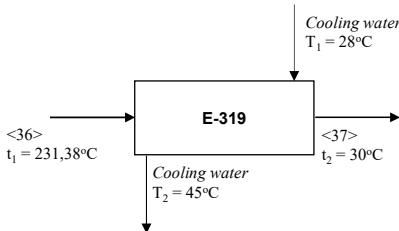
<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: 3rd Triacetin Pump (L-319)
Fungsi	: Memompa liquid dari Triacetin Distillation Reboiler menuju Triacetin Cooler
Kapasitas	: 6277.03 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 46 Triacetin Cooler (E-3110)

Fungsi : Menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi

Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 3 Unit (seri)



Kondisi operasi :

Keterangan fluida yang masuk heater :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Massa <36>	6,277.03	kg/jam	13,838.49	lb/jam
T1	231.38	°C	448.486135	°F
T2	30.00	°C	86	°F
Massa cw	41,372.39	kg/jam	91,210.51	lb/jam
t1	28	°C	82.4	°F
t2	45	°C	113	°F
Rd	0.001	hr ft <sup>2</sup> /Btu		
Batas ΔP cw	10	psi		
Batas ΔP <36>	10	psi		

#### 1. Material and Heat Balance

dari neraca energi (Appendiks B)

Kebutuhan panas ( $Q$ ) = 703,330.625 kkal/jam = 2,789,174.93 Btu/jam

Perhitungan kebutuhan air pendingin

Suhu air masuk = 28 °C

Suhu air keluar = 45 °C

$$Q_c = mc \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$mc = Q_c / (Cp \cdot \Delta T) = 703,330.62 / (1 \times 17)$$

$$\text{massa } cw = 41,372.39 \text{ Kg}$$

#### 2. Menghitung $\Delta t$

Hot fluid		Cold fluid	Diff	
231.381	Higher temp (°F)	45	186.381	$\Delta t_1$
30	Lower temp (°F)	28	2	$\Delta t_2$

201.381	Diff	17	184.381	$\Delta t_1 - \Delta t_2$
LMTD	$= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{184.381 - 186.381}{\ln(\frac{184.381}{186.381})} = 40.66 \text{ } ^\circ\text{F}$			
R	$= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 11.846$			
S	$= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.08359$			
F <sub>t</sub>	$= 0.82 \text{ (Kern, apendiks fig.20)}$ $(3 - 6 \text{ exchanger})$			
$\Delta t$	$= F_t \times LMTD$ $= 0.82 \times 40.66$ $= 33.3416 \text{ } ^\circ\text{F}$			

**3. Menghitung suhu *caloric* (Tc dan tc)**

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(231 + 30)}{2} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(28 + 45.0)}{2} = 36.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4. Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U<sub>p</sub>**

$$\text{trial } U_D = \frac{46 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{) } ^\circ\text{F}}{A} = \frac{2,789,174.93}{\frac{Q}{U_D \times \Delta t}} = \frac{2,789,174.93}{\frac{46 \times 33.34}{1818.57}} = 1818.57 \text{ ft}^2$$

Karena A > 120 ft<sup>2</sup>, maka digunakan STHE

Digunakan <b>Heat Exchanger (Shell and Tubes)</b>	<i>(Kern, apendiks tabel 10)</i>
dengan data - data berikut :	
Panjang tube, L = 144 in = 12 ft	
BWG = 18	
Pitch = 1 in (triangular)	<i>(Kern, apendiks tabel 9)</i>
OD tube = 3/4 in	
ID tube = 0.652 in	
R <sub>D</sub> = 0.001 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu	

Dari *Kern* table 10, pada 3/4 in OD tube dan 18 BWG dapat diperoleh :

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{in ft}$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Number of tube (Nt)} &= \frac{A}{n \times L \times a''t} \\ &= \frac{1818.573795}{1 \times 12 \times 0.1963} \end{aligned}$$

$$= 772 \text{ buah (pembulatan)}$$

Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes 4-P

$$\text{Nt standar} = 774 \text{ buah}$$

$$n = 4$$

$$ID_s = 33 \text{ in} = 2.750 \text{ ft}$$

Sehingga  $U_D$  koreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{\text{Nt} \times U_D \text{ trial}}{\text{Nt standar}} \\ &= \frac{772 \times 46}{774} \\ &= 46 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

#### Bagian Shell

$$ID_s = 33 \text{ in}$$

$$n' = 1 \text{ (jumlah passes pada shell)}$$

$$de = 0.73 \text{ in (diameter ekivalen)} \quad (\text{Kern, apendiks fig.28})$$

$$B = 5 \text{ in (baffle spacing)}$$

#### Bagian Tube

$$di = 0.652 \text{ in (diameter dalam tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 10})$$

$$do = 0.75 \text{ in (diameter luar tube)}$$

$$L = 144 \text{ in} = 12 \text{ ft (panjang tube)}$$

$$n = 4 \text{ buah (jumlah passes pada tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 9})$$

$$Nt = 774 \text{ buah (jumlah tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 9})$$

$$Pt = 1 \text{ in (jarak antar sumbu tube)}$$

$$C' = 0.25 \text{ in (jarak antar diameter luar tube)} \quad (C'=Pt - do)$$

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2 \text{ (luas permukaan panjang)} \quad (\text{Kern, app tabel 10})$$

$$a't = 0.334 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)} \quad (\text{Kern, app tabel 10})$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian shell <31>	Bagian tube (cooling water)
<b>5 Menghitung Nre shell</b>	<b>5' Menghitung Nre tube</b>
$a_s = (IDs \cdot C' \cdot B) / (n' \cdot P_t \cdot 144)$	$a_t = (Nt \times a') / (n \times 144)$
$= 0.28646 \text{ ft}^2$	$= 0.44881 \text{ ft}^2$
$G_s = \text{massa} / a_s$	$G_t = \text{massa} / a_t$
$= 48,308.9 \text{ lb/hr.ft}^2$	$= 203226 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\mu = 0.3 \text{ cp}$	$\text{at } T = 36.5 \text{ }^\circ\text{F}$
$Nre_s = (G_s \times de) / (\mu \times 2,42)$	$\mu = 1.1 \text{ cp (fig.14, Kern)}$
$= 4047.92$	$Nre_t = (G_t \times di) / (\mu \times 2.42)$

<b>6 Menghitung harga koef film perpindahan panas, <math>ho</math></b>	$J_H = 120 \quad (\text{fig.28, Kern})$ $c_p = 0.55712 \text{ Btu/(lb)}(\text{°F})$ $k = 0.2216 \text{ Btu/(hr)(ft)}(\text{°F})$ $ho = J_H x (k/de) x (c_p x \mu x 2,42/k)^{1/3}$ $= 534.214 \text{ Btu/(hr)}(\text{ft}^2)(\text{°F})$	$V = 4147.99$ $V = G_t / 3600\rho$ $= 1.4 \text{ fps}$
<b>6' Menghitung koef film perpindahan panas, <math>hi</math></b>	$h_i = 360 \times 1 \quad (\text{fig.25, Kern})$ $= 360$ $hio = h_i \times ID/OD$ $= 312.96$	

### 7 Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_C$ )

$$U_C = (ho \times hi_o) / (ho + hi_o)$$

$$= 197.347 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

### 8 Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $R_D$ )

$$R_D = (U_C - U_D) / (U_C \times U_D)$$

$$= 0.01673$$

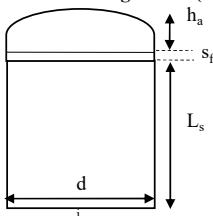
Ternyata  $R_D$  dihitung >  $R_D$  ketetapan, sehingga memenuhi

Evaluasi $\Delta P$	
Bagian shell <31>	Bagian tube (cooling water)
<b>1) <math>Nre_s = 4047.92</math></b> $f = 0.0025 \quad (\text{fig.29, Kern})$	<b>1) <math>Nre_t = 4147.99</math></b> $f = 0.0035 \quad (\text{fig.26, Kern})$ $s.g = 1$
<b>2) Menghitung harga (N+1)</b> $N+1 = (12 \times L \times n')/B$ 3-6exchanger = $29 \times 3 = 86$ $ID_s = 33 \text{ in} = 2.75 \text{ ft}$ $s.g = 1.06115$ $\Delta Ps = \frac{f G_s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} de Sg fs}$ $= 0.13713 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Ps &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>	<b>2) <math>\Delta P1 = \frac{f x G_t^2 x L x n}{5.22 \times 10^{10} x ID_t x sg x ft}</math></b> $= 7.33928119 \text{ psia}$ <b>3) <math>\Delta Pn = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}</math></b> dengan nilai $G_t = 203226$ $\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 0.001 \quad (\text{fig.27, Kern})$ $\Delta Pn = 0.016 \text{ psia}$ $\Delta Pt = \Delta P1 + \Delta Pn$ $= 7.35528 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Pt &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Triacetin Cooler (E-3110)

Fungsi	:	Menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchange 1 - 4
Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 774 buah Inside Diamater = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 33 in Baffle space = 5 in
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 47 Triacetin Storage Tank (F-3111)



- Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom *Triacetin Distillation Column* (D-310) berupa 99% Triacetin
- Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
- Bahan Konstruksi : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C  
( $f = 12650 \text{ psi}$ ) *(Item 4. App. D Hal 342. Brownell & Young, 1959)*
- Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia  
Suhu = 30.0 °C = 86 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Jumlah produk} &= 6,277,033 \text{ kg/jam} = 13,838,347 \text{ lb/jam} \\ &= 150,648,795 \text{ kg/hari} = 332,120,334 \text{ lb/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 3 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= 3 \text{ buah} \\ \rho_{\text{Produk}} &= 1.148 \text{ kg/l} = 71.6772 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Di}} &= 1.173 \text{ kg/l} = 73.228 \text{ lb/ft}^3 = 1173 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{Tri}} &= 1.148 \text{ kg/l} = 71.667 \text{ lb/ft}^3 = 1148 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{2-MPD}} &= 1.084 \text{ kg/l} = 67.672 \text{ lb/ft}^3 = 1084 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

*Aspen Hysys V11*

$$x_{\text{Di}} = 0.0066$$

$$x_{\text{Tri}} = 0.9934$$

$$x_{\text{2-MPD}} = 0.0000$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \frac{x_{\text{Di}}}{\rho_{\text{Di}}} + \frac{x_{\text{Tri}}}{\rho_{\text{Tri}}} + \frac{x_{\text{2-MPD}}}{\rho_{\text{2-MPD}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = 0.871 \text{ kg/l}$$

$$\frac{\rho}{\rho_{\text{camp}}} = 1.148 \text{ kg/l} = 71.6772 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 332,120,334 / 71.677 = 4,633,559 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 3 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume penyimpanan liquid selama waktu penyimpanan} &= 13,900.68 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume liquid dalam 1 tangki} &= 4,633.559 \text{ ft}^3 \\
 \text{Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :} \\
 \text{Volume total tangki} &= 5791.9485 \text{ ft}^3 \quad (\text{Table 6, Hal 37.}) \\
 &\quad \text{Timmerhaus, 1991)}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

1.  $L_s/D < 2$
2. Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum

Rumus menentukan volume tangki :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3) \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95, Brownell}) \\
 V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad \& \text{Young, 1959)
 \end{aligned}$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$\begin{aligned}
 A_{\text{total}} &= A. \text{silinder} + A. \text{tutup atas} (\text{ft}^2) \quad (\text{Tabel 10 Hal 220}) \\
 A_{\text{total}} &= (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) \quad \text{Dekker, 1993)
 \end{aligned}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

$L_s/D$	D	A	V
0.88583403	19.5060047	1678.06014	5791.9485

#### Menentukan diameter dalam bagian silinder

$$L_s = 0.89 D$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V. \text{silinder} + V. \text{tutup atas} (\text{ft}^3) \\
 V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 \quad (\text{Pers 5.14 Hal 95,}) \\
 V_{\text{total}} &= (0.801\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3 \quad \text{Brownell \& Young,} \\
 5791.9485 &= 0.780 \times d_i^3 \quad 1959) \\
 d_i &= 19.506 \text{ ft} = 234.1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= V. \text{liquid dalam silinder} \\
 V_{\text{liquida}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) \\
 4,633.559 &= 298.83 L_{\text{liquida}} \\
 L_{\text{liquida}} &= 15.50558 \text{ ft} = 186.067 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquid}} / 144 \quad (\text{Pers 3.17 Hal 46,}) \\
 &= 71.6772 \text{ lb/ft}^3 \times 15.5056 \text{ ft} / 144 \quad \text{Brownell \& Young,}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{perencanaan}} &= 7.718 \text{ psi} && 1959) \\
 &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 22.418 \text{ psia} \\
 &= 7.718 \text{ psig} && (\text{Coulson \&} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && \text{Richardson, 1993.} \\
 &= 8.490 \text{ psig} && \text{Hal 810)}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C

Dari Brownell and Young :  $f = 12650$  (Tabel 6. Hal 542)  
 $c = 0.125$  Timmerhaus, 1991)

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$

(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{8.490 \times 234.072}{2(12650 \times 0.8 - 0.6 \times 8.49)} + 0.13 \\
 &= \frac{1987.23}{2 \times 10114.9} + 0.13 \\
 &= 0.223 \text{ in} && (\text{Tabel 5.6 Hal 88,} \\
 \text{Brownell \& Young, 1959})
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 1 1/8 in

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2t_s \\
 &= 236.32 \text{ in} = 19.694 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

distanarisasi, maka :  
 $d_o = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft}$

(Tabel 5.7 Hal 90,  
Brownell & Young, 1959)

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2t_s \\
 &= 238 \text{ in} = 19.813 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tinggi silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 0.886 d_i \\
 &= 17.551 \text{ ft} = 210.61 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$r_c = 180 \text{ in}$  (Tabel 5.7 Hal 91,  
 $i_{cr} = 14.4375 \text{ in}$  Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_i}} \right) \\
 &= 1.633
 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0,2\pi)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{2495.096}{2 \times 10118.302} + 0.13$$

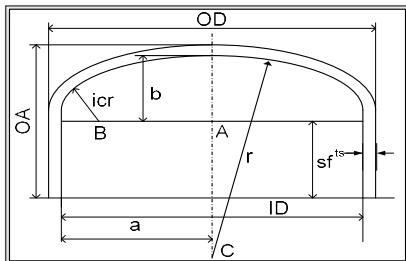
$$t_{ha} = 0.248 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 1 \text{ } 1/8 \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88,  
Brownell & Young, 1959)

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 240 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{4}{9} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 4\frac{1}{2} \text{ in (diambil sf=3 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 118.875 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 104.438 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 225.563 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 40.072 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 199.928 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 44.197 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 240 \text{ in}$

$$t_{ha} = 1 \text{ } 1/8 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

maka :

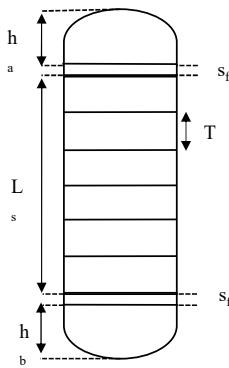
$$\text{Tinggi tangki} = L_s + OA$$

$$= 254.804 \text{ in}$$

$$= 21.23 \text{ ft}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Triacetin Storage Tank (F-3111)
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Triacetin Distillation Column (D-310) berupa 99% Triacetin dalam keadaan cair
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: $5791.949 \text{ ft}^3 = 164.016 \text{ m}^3$
Dimensi	: Tinggi tangki = 254.804 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup atas = 1 1/8 in
Bahan	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah	: 3 Buah

### C. 48 Diacetin Distillation Column (D-320)



- Fungsi : Alat untuk memurnikan diacetin  
 Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*  
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-240 Grade M tipe 316* ( $f = 17500$  psi)  
 Kondisi operasi :  
 Tekanan =  $232.997 \text{ kPa} = 2.330 \text{ bar} = 33.8 \text{ psia}$   
 Suhu =  $173.6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 446.75 \text{ K} = 804.15 \text{ R}$   
 Tipe : Sieve tray  
 Dasar Pemilihan : *Sieve tray* relatif lebih murah daripada *bubble cap tray*, juga dapat digunakan untuk rate yang besar dan entrainment yang terjadi cukup kecil

Dari data neraca massa pada Appendiks A, diketahui :

- a. Feed
  - Rate =  $8608.20 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $173.60 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $233 \text{ kPa}$
- b. Distilat
  - Rate =  $3324.67 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $183.61 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $100 \text{ kPa}$
- c. Bottom
  - Rate =  $5283.53 \text{ kg/h}$
  - Temperatur =  $274.49 \text{ }^{\circ}\text{C}$
  - Tekanan =  $240 \text{ kPa}$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendiks A, didapat nilai R, Rm, dan N min:

$$R = 1.2$$

$$\frac{R}{R+1} = 0.54$$

$$R_m = 0.8$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0.44$$

$$N \text{ min} = 24.80$$

#### - Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi Erbar-Maddox

(Geankolis hal. 688)

Dengan nilai  $R/(R+1)$  sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis  $R_m/(R_m+1)$ , didapatkan sumbu x yaitu nilai  $N_m/N$  :

$$N_m/N = 0.67$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 37 \text{ plate} = 38 \text{ plate}$$

Efisiensi plate ( $E_o$ ) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32.5 (\log \alpha \mu) \text{ (Coulson hal. 550)}$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

$$\text{Bagian Distilat : } \alpha_D = 1.306$$

$$\text{Bagian Bottom : } \alpha_B = 1.013$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0.5} = 1.150$$

$$\mu = 0.08695 \text{ cP}$$

$$E_o = 83.5 \% \text{}$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{37.0217}{83.50\%} = 44.337 = 45$$

#### - Menentukan lokasi feed plate

$$\log(m/p) = 0.206 \log \left\{ \left( \frac{kgmolB}{kgmolD} \right) * \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right) F \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right) B / \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right) D \right]^2 \right\}$$

dimana : m = jumlah stage di atas feed plate

p = jumlah stage di bawah feed plate

$$\log(m/p) = -0.25937$$

$$m/p = 0.55034$$

$$m+p = 38$$

$$\text{sehingga } m = 13.49$$

$$p = 24.51$$

Jadi feed masuk pada antara plate 12 dan 13

- Menentukan Densitas Uap dan Liquid

Menentukan Densitas Feed

Feed dan Refluks dalam keadaan liquid jenuh

Aliran Feed <38>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xf
1	Asam Asetat	2259.530	60.05	37.627	0.509
2	Monoacetin	174.650	134.14	1.302	0.018
3	Diacetin	6111.240	176.25	34.674	0.469
4	Triacetin	62.779	218.21	0.288	0.004
<b>Total</b>		<b>8608.199</b>		<b>73.891</b>	<b>1.000</b>

No	Komponen	xi	p (g/cm <sup>3</sup> )	xi*p
1	Asam Asetat	0.509	1.050	534.692
2	Monoacetin	0.018	1.210	21.321
3	Diacetin	0.469	1.182	554.660
4	Triacetin	0.004	1.161	4.520
<b>Total</b>		<b>1.000</b>		<b>1115.193</b>

$$\rho_L = 1115.1932 \text{ kg/m}^3 \\ = 69.6215 \text{ lb/ft}^3$$

Menentukan Densitas Produk

Aliran Distilat <39>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xd
1	Asam Asetat	2259.530	60.05	37.627	0.856
2	Monoacetin	148.453	134.14	1.107	0.025
3	Diacetin	916.686	176.25	5.201	0.118
<b>Total</b>		<b>3324.668</b>		<b>43.935</b>	<b>1.000</b>

Aliran Bottom <40>

No	Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)	xb
1	Monoacetin	26.198	134.14	0.195	0.00658
2	Diacetin	5194.554	176.25	29.473	0.99342
3	Triacetin	62.779	218.21	0.000	0.00000
<b>Total</b>		<b>5283.530</b>		<b>29.668</b>	<b>1.000</b>

A. Bagian Enriching (Atas)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Asam Asetat	0.152	60.05	9.131
2	Monoacetin	0.119	134.14	15.933
3	Diacetin	0.729	176.25	128.517
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>153.581</b>

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	yi*BM (kg/kmol)
1	Asam Asetat	0.856	60.05	51.429
2	Monoacetin	0.025	134.14	3.379
3	Diacetin	0.118	176.25	20.864
	Total	1.00		75.672

B. Bagian Exhausting (Bawah)

1. BM Liquid

No	Komponen	xi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Monoacetin	0.007	134.14	0.875
2	Diacetin	0.984	176.25	173.408
3	Triacetin	0.010	218.21	2.096
	Total	1.00		176.378

2. BM Uap

No	Komponen	yi	BM (kg/kmol)	xi*BM (kg/kmol)
1	Monoacetin	0.007	134.14	0.888
2	Diacetin	0.986	176.25	173.795
3	Triacetin	0.006	218.21	1.216
	Total	1.00		175.899

Asumsi : Equimolar overflow

$$R = 1.1974$$

$$L = R \times D$$

$$= 1.1974 \times 43.9352 \text{ kmol/jam}$$

$$= 52.6066 \text{ kmol/jam}$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= (1.1974 + 1) \times 43.9352 \text{ kmol/jam}$$

$$= 96.5418 \text{ kmol/jam}$$

Feed saturate liquid maka  $q = 1$

$$L' = qF + L$$

$$= 73.8909 + #####$$

$$= 126.4974 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = (q-1) F + V$$

$$= (1-1) ##### + 96.5418$$

$$= 96.5418 \text{ kmol/jam}$$

Hasil perhitungan rate liquid dan gas

	rate liquid		rate gas	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Atas	96.5418	14,827.01	126.4974	9,572.32
Bawah	96.5418	17,027.89	126.4974	22,250.80

Beban uap terbesar terdapat pada bagian bawah, dan beban liquid terdapat pada bagian bawah

$$\begin{aligned}
 V &= 22,250.80 \text{ kg/jam} \\
 &= 48,951.75 \text{ lb/jam} \\
 L &= 17,027.89 \text{ kg/jam} \\
 &= 37,461.36 \text{ lb/jam} \\
 BM \text{ uap} &= 175.899 \text{ lb/lbmol} \\
 BM \text{ liquid} &= 153.581 \text{ lb/lbmol} \\
 \rho_v &= \frac{BM \times T_o \times P}{360 \times T \times P_0} \\
 &= \frac{175.899 \times 273.15 \times 2.330}{360 \times 446.75 \times 1} \\
 &= 0.696064 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0.01113702 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 6.3315E-05 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

No	Komponen	xi	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$xi \cdot \rho$
1	Diacetin	0.007	1.182	7.706
2	Triacetin	0.984	1.161	1142.280
3	2-M-PD	0.010	1.015	9.748
<b>Total</b>		<b>1</b>		<b>1159.735</b>

$$\begin{aligned}
 \rho_L &= 1159.7347 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 72.4022 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1.1584358 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0.0075428 \text{ mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

- Menentukan beban kolom

$$\begin{aligned}
 V_m &= 48,951.75 / (0.696 \times 3600) \\
 &= 19.5351 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_m &= 37,461.36 / (72.402 \times 60) \\
 &= 8.6234 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 &= 64.5033 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Beban Maksimum

$$\begin{aligned}
 V_{max} &= 1.3 V_m = 25.3957 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 Q_{max} &= 1.3 Q_m = 11.2105 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned}V_{\min} &= 0.7 \quad V_m = 13.6746 \text{ ft}^3/\text{s} \\Q_{\min} &= 0.7 \quad Q_m = 6.0364 \text{ gpm}\end{aligned}$$

- **Menentukan Diameter Kolom**

Ditetapkan :

$$\begin{aligned}\text{Tray spacing (T)} &= 24 \text{ in} \\ \text{Effective Spacing, S'} &= St - 2.5hc \quad (\text{Pers. 8-251, Ludwig II}) \\ &= 18.625\end{aligned}$$

dari ludwig *figure 8.121* didapatkan

$$V_c = 10.5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

Diameter kolom dihitung melalui :

$$\begin{aligned}Dt &= \left[ \frac{4}{\pi} \frac{V_{\max}}{V_c} \right]^{0.5} \\ &= \left[ \frac{4}{3.14} \times \frac{19.54}{10.5} \right]^{0.5} \\ &= 1.5395 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Diambil desain diameter kolom} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

Luas tray (At) dapat dihitung melalui :

$$\begin{aligned}At &= \frac{\pi}{4} Dt^2 \\ &= 28.26 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

- **Menentukan Tipe Tray**

Pada  $Dt = 6 \text{ ft}$  dan  $Q = 64.5033 \text{ gpm}$

Tipe tray : reverse (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (0-50 gpm)

ditetapkan:  $hw = 2.3 \text{ inch}$  tinggi weir ( $2'' \leq how + hw \leq 4''$ )

$hw - hc = 0.15 \text{ inch}$  (berkisar antara  $0.25''$ - $0.15''$ )

$hc = 2.15 \text{ inch}$

Menghitung Panjang Weir (lw)

$Lw/D = 0.76$  (Tabel 14.8, Van Winkle)

$lw = 4.56 \text{ ft}$

$$Q/(lw)^{2.5} = 1.45268$$

$F_w = 1$  (*Weir Construction Factor*, Fig. 8-105, Ludwig Vol.2)

Menghitung tinggi liquid di atas weir (how) & tinggi liquid di atas plate (hl)

$$how_{\max} = 0.092 \times F_w \times (Q_{\max} / lw)^{2/3} \quad (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2})$$

$$= 0.16758 \text{ in} \quad F_w = 1$$

$$\begin{aligned} \text{how min} &= 0.092 \times F_w \times (Q_{\min} / l_w)^{2/3} && (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2}) \\ &= 0.11092 \text{ in} && F_w = 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_l \text{ max} &= \text{how max} + h_w \\ &= 2.46758 \text{ in} && \text{Syarat } < 4' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_l \text{ min} &= \text{how min} + h_w \\ &= 2.41092 \text{ in} && \text{Syarat } > 2' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$A_c = A_t - 2x A_d$$

$$A_{dc} = h_c \times l_w$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left( \frac{Q_{\max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \longrightarrow \text{Dipilih yang terkecil antara } A_{dc} \text{ atau } A_d$$

Trial L/D

L/D	<b>0.6</b>	<b>0.7</b>	<b>0.8</b>	<b>0.9</b>	<b>0.97</b>	<b>1</b>	syarat
L, ft	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
l_w, ft	3.6	4.2	4.8	5.4	5.8	6.0	
Q/(l_w)^2, 5	21.0	14.3	10.3	7.6	6.3	5.9	
F_w	1.035	1.025	1.010	1.0	1.0	1.0	
how max, in	0.203	0.181	0.164	0.150	0.142	0.140	
how min, in	0.134	0.120	0.108	0.099	0.094	0.092	
h_lmax, in	2.503	2.481	2.464	2.450	2.442	2.440	< 4"
h_lmin, in	2.43	2.42	2.41	2.40	2.39	2.39	> 2"
A_d/A_t	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.3468	0.5	
A_d	1.46952	2.48123	4.02422	6.54219	9.80057	14.13	
A_dc	0.645	0.7525	0.86	0.9675	1.04275	1.075	
hd	0.00091	0.00067	0.00051	0.0004	0.00035	0.00033	< 1"

Asumsi :

$$\text{daerah distribusi liquid (Hdl)} = 1 \text{ inch}$$

$$\text{daerah terbuang (Wt)} = 0.5 \text{ inch}$$

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hd/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 35.958 \text{ ft}$$

Menghitung Active Area for Cross Flow

$$Aa c = 2\{x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

Hdt = 8 in (ditetapkan)

$$Ax = \frac{(Hdt + 2Hdl)}{12} \times r \times 2$$

Aa = Aa cross - Ax

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.3785	0.5	
H, ft	0.6	0.858	1.2	1.692	2.271	3	
x, ft	2.31667	2.05867	1.71667	1.22467	0.64567	-0.08333	
r, ft	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	2.958	
Aa c, ft <sup>2</sup>	24.27	22.22	19.11	14.07	7.58	-0.99	
Ax, ft <sup>2</sup>	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	4.93	
Aa, ft <sup>2</sup>	19.34	17.29	14.18	9.14	2.65	-5.92	
Aa/At	68.438	61.176	50.168	32.329	9.373	-20.936	60-80%

dipilih L/D = 0.70 dengan %Aa/At = 61.176 %

Ukuran lubang  $A_o = \frac{A_a \times 0.9605}{n^2}$  (2,5 <= n <= 4)

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft <sup>2</sup>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{25.3957}{A_o}$$

$$hp = 12 \frac{\rho v}{\rho L} x 1.14 \left( \frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_0}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$hr = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$ht = hp + hr + hlmax$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft <sup>2</sup>	4.151	2.657	1.845	1.356	1.038
Ac, ft <sup>2</sup>	23.298	23.298	23.298	23.298	23.298
Uo, ft/s	6.117	9.558	13.764	18.735	24.470
hp, in	0.084	0.231	0.510	0.978	1.707
hr, in	0.448	0.448	0.448	0.448	0.448
ht, in	3.01	3.16	3.44	3.91	4.64

checking downcomer, back up, dan weeping

$$Hd = h_{max} + ht + hd$$

$\frac{Hd}{Hdf} \leq 0.5$	$Hdf = T + hw$
	$= 26.3 \text{ in}$

$$tw = 0.8[h_{ow_{max}}(T + hw - hb)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{tw}{H} \leq 0.6$$

$$hpw = 0.2 + 0.05 h_{max}$$

$$Um = \frac{V_{min}}{Ao}$$

$$hpm = 12 \frac{\rho_V}{\rho_L} \times 1.14 \left( \frac{U_m^2}{2gc} \right) \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat
<b>Hd</b>	5.48	5.63	5.90	6.37	7.10	
<b>Hd/Hdf</b>	0.208	0.214	0.224	0.242	0.270	$\leq 0.5$
<b>tw</b>	1.476	1.471	1.461	1.444	1.418	
<b>tw/H</b>	0.270	0.262	0.248	0.227	0.200	$\leq 0.6$
<b>hpw</b>	0.212	0.212	0.212	0.212	0.212	
<b>Um</b>	3.29398	5.14684	7.41145	10.0878	13.1759	
<b>hpm</b>	0.24465	0.67044	1.47648	2.83415	4.94601	$hpw \leq hpm$

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n = 2

Untuk L/D = 0.7 dan n = 2 :

$Ao < Aa < Ac < At \rightarrow$

4.151 < 22.22 < 23.298 < 28.26
--------------------------------

Hole size (do)

$$Ao = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$4.151 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 2.300 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

Pitch

$$n \times do = 4.599 \text{ in}$$

**checking entrainment**

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma}\right) \left(\frac{U_c}{T_c}\right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{25.3957}{23.298} = 1.09005888$$

$$T_c = T - 2.5 * h_{max}$$

$$= 17.7964$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{64.0} \times \left( \frac{1.090}{17.796} \right)^{3.2}$$

$$= 3.30E-05 \quad (\text{Syarat } < 0.1, \text{ Memenuhi})$$

**- Menentukan tinggi kolom total**

1. Tinggi kolom bagian tray

$$Nactual = 45$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom bagian tray} &= T \times (Nactual - 1) \\ &= 24 \times (45 - 1) \\ &= 1056 \text{ in} \\ &= 88 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray} = 3 \text{ ft}$$

3. Tinggi hold up liquida (bagian bawah kolom)

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan hold up time liquida, } q &= 10 \text{ menit} \\ &= 0.17 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi penampang} &= \frac{\text{rate} \times \text{hold up}}{\rho L \times A_t} \\ &= \frac{262.142 \times 0.17}{72.4022 \times 28.26} \\ &= 0.02135 \approx 0.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Tinggi ruang kosong di atas liquida

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquida} = 1 \text{ ft}$$

5. Tinggi bejana

**Tebal Kolom**

Direncanakan tutup atas = tutup bawah berupa standard dish head

Bahan konstruksi SA 240 grade M tipe 316

$$f = 17500 \quad (\text{Brownell, tabel.13-1})$$

$$E = 0.8$$

$$C = 0.6 \text{ in}$$

$$P_{operasi} = 33.8 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1.5 \times P_{operasi} \\ &= 50.6769 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r_c = D = 72 \text{ in}$$

$$\text{thead} = 0.885 \times P_d \times r_c / (f \times E - 0.1 \times P_d) + C \\ = 0.83074 \text{ in}$$

distanarisasi menjadi : 3/4 in

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$icr = 4 3/8 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr$$

$$= 67.625 \text{ in}$$

$$AB = 0.5 \times ID - icr$$

$$= 31.625 \text{ in}$$

$$b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 12.225 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup} = \text{thead} + b + sf$$

$$= 16.056 \text{ in}$$

$$= 1.33801 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Kolom Total} &= \text{Tinggi tray} + \text{Tinggi ruang kosong di atas tray} + \\ &\quad \text{Tinggi hold up} + \text{Tinggi ruang kosong di atas hold up} \\ &\quad + \text{Tinggi tutup} \\ &= 93.434 \text{ ft } \sim 98 \text{ ft} \\ &= 1121.21 \text{ in } \sim 1176 \text{ in} \end{aligned}$$

(Pers. 13-1 Brownell & Young)

#### - Menentukan ketebalan

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \\ &= \frac{50.7}{2 \left( \frac{17500}{0.8} - \frac{0.6}{50.7} \right)} + 0.6 \\ &= 0.731 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tebal standar} = 3/4 \text{ in}$$

#### - Menentukan Diameter Tutup

$$OD = ID + 2 t_s = 73.50 \text{ in } \gg 78 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2 t_s = 76.50 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$icr = 4 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Diameter tutup} = OD + OD/42 + 2 \times sf + 2/3 \times icr = 89.024 \text{ in}$$

#### Menentukan Berat Kolom

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup} &= \pi \times D^2 \times t / 4 \times (490 / 1728) \\ &= 1200.5989 \text{ lb} \end{aligned}$$

#### *Axial Stress*

$$\begin{aligned} f_{ap} &= Pd \times D / (4 \times (ts - C)) \\ &= 6588.0 \text{ psi} \end{aligned}$$

*Dead Weight*

$$\begin{aligned}
 f_{\text{dead wt shell}} &= 3.4 \quad X \\
 \text{Tebal isolasi} &= 3 \quad \text{in} \\
 \rho_{\text{ins}} &= 40 \quad \text{lbm/ft}^3 \\
 f_{\text{dead wt ins}} &= \rho_{\text{ins}} \times \text{tins} / (144 \times (ts - C)) \\
 &= 5.556 \quad X
 \end{aligned}$$

*Berat Attachment*

$$\begin{aligned}
 \text{Berat tutup atas} &= 1200.599 \text{ lb} \\
 \text{Berat tangga} &= 25 \quad X \\
 \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 \quad X \\
 \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times (1.52 - 1.02) \times 40 \\
 &= 39.25 \quad X \\
 \text{Total (W)} &= 1200.599 + 108.05 \quad X \\
 f_{\text{dead wt attachment}} &= \Sigma W / (\pi \times D / (ts - C)) \\
 &= 0.750 + 0.067 \quad X
 \end{aligned}$$

*Berat Tray + Liquida*

$$\begin{aligned}
 \text{Berat liquida dihitung dibawah X} &= 4 \\
 n &= (X - 4)/2 - 1 \\
 &= X/2 - 1 \\
 f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= ((X/2 - 1) \times 25 \times (\pi \times D^2/4)) / (12 \times \pi \times D / (ts - C)) \\
 &= 2.988 \quad X + -5.977 \\
 f_{\text{dead wt total}} &= 12.011 \quad X + -5.227
 \end{aligned}$$

Menentukan Wind Stress

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan angin} &= 3.75544 \text{ m/s} \\
 &= 8.40068 \text{ mil/jam} \\
 \text{Tekanan Udara, B} &= 758.537 \text{ mmHg} \\
 &= 29.8637 \text{ inHg} \\
 F_s &= 0.6 \\
 P_w &= 0.004 \times B \times V_w^2 \times F_s / 30 \\
 &= 0.1686 \text{ psf} \\
 &= 1 \quad \text{psf}
 \end{aligned}$$

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

$$\begin{aligned}
 d_{eff} &= \text{diameter kolom} + \text{tebal insulasi kolom} + \text{diameter pipa uap} + \text{tebal insulasi pipa} \\
 &= 24.75 \\
 f_{wx} &= 2 \times P_w \times X^2 \times d_{eff} / (\pi \times d_o^2 \times (ts - c)) \\
 &= 0.017 \quad X^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan Stress Gabungan

Upwind Side

$$f_t \text{ max} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + 5.227 \\
 \text{ft max} &= f \times E \\
 &= 0 \\
 14320 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + 5.227 \\
 0 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + -14314.773
 \end{aligned}$$

diperoleh  $X$   
 $= 1322.12 \text{ ft}$

Downwind Side

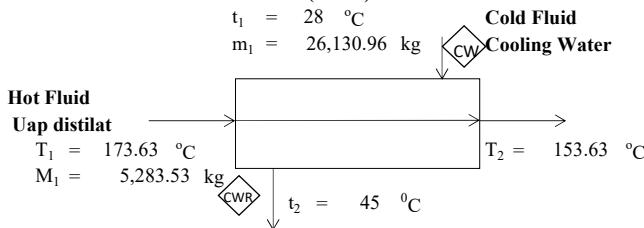
$$\begin{aligned}
 \text{fc max} &= f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} \\
 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + 5.227 \\
 \text{fc max} &= 1.5 \times 10^6 x (t/r) \\
 &= 28846 2/13 \\
 36585.4 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + 5.227 \\
 0 &= 0.017 X^2 + -12.011 X + -36580.139
 \end{aligned}$$

diperoleh  $X$   
 $= 1843.83 \text{ ft}$

Tinggi kolom < Xupwind dan Xdownwind (Tebal Shell memenuhi syarat)

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Column (D-320)
Fungsi	:	Alat untuk memurnikan diacetin
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	262.128 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 1176.00 in Diameter dalam bagian silinder = 76.50 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 3/4 in Tebal tutup atas dan bawah = 3/4 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray = Reverse Flow Jumlah Tray = 45
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316

### C. 49 Diacetin Distillation Condenser (E-321)



Fungsi : Mengkondensasikan distilat dari Diacetin Purification Column (D-310)

#### 1) Heat Balance

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 281,348.36 \text{ kkal} \\ &= 1,115,827.60 \text{ Btu} \end{aligned}$$

#### Uap distilat

$$\begin{aligned} T_1 &= 174 \text{ °C} &= 345 \text{ °F} \\ T_2 &= 154 \text{ °C} &= 309 \text{ °F} \end{aligned}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 5,283.53 \text{ kg/jam} = 11,623.77 \text{ lb/jam}$$

#### Cooling Water

$$\begin{aligned} t_1 &= 28 \text{ °C} &= 82.4 \text{ °F} \\ t_2 &= 45 \text{ °C} &= 113 \text{ °F} \\ w &= 26,130.96 \text{ kg} &= 57,488.11 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah condenser = 1 maka

$$\begin{aligned} Q &= 1,115,827.60 \text{ Btu} \\ W &= 11,623.77 \text{ lb/jam} \\ w &= 57,488.11 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 2) Menghitung Δt<sub>LM</sub>

Hot Fluid      Cold Fluid      Diff.

344.527	Higher T.	113	232	Δt <sub>2</sub>
308.527	Lower T.	82.4	226.127	Δt <sub>1</sub>
36		31	5	

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 229 \text{ °F}$$

**3) Caloric Temperature**

$$T_{av} = 327 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = 97.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial  $U_D$**

$$m_{gas} = 0.018 \text{ cp} \quad (\text{Fig. 14 Kern})$$

$$m_{water} = 0.85 \text{ cp}$$

$$\text{Trial } U_D = 10$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 487.6518 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.54 \text{ in}^2$$

$$l = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.049 \text{ in} = 0.004 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{tube} = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 1.88 \text{ in} = 0.16 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{tube} = 1.4 \text{ in} = 0.117 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= 103.54$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{shell}$

$$Nt.s = 110$$

$$IDs = 25 \text{ in} = 2.08 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 9.41$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

Tipe HE :

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
OD = 1.5 in	IDs = 25 in
BWG = 18	n' = 1
l = 12 ft	B = 5 in
Nt = 110	de = 1.08 in (fig.28 Kern)
n = 2	
P <sub>T</sub> = 1.88 in	

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(4') $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ = 0.5882	(4) $C' = P_T - OD$ $C' = 1.88 - 1.5$ = 0.38 in
$G_t = w/at$ = 97736.574 lb/hr.ft <sup>2</sup>	$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.17
$V = Gt/3600\rho$ = 0.43438 fps	$G_s = W/as$ = 66952.90 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 5543.32	$NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 138332.43
$h_i = 750 \times 0.90$ = 675.0 (App. Fig. 25 Kern)	$G'' = \frac{W}{lxNt.s^{\frac{2}{3}}}$ = 42.19
(8) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 630.00$	Trial $h_o = 500.00$ $t_w = 195.07$ $t_f = 260.80$ $k_f = 0.12$ $s_f = 0.79$ $m_f = 0.31 \text{ cp}$ $h_o = 900.00 \text{ (fig. 12.9)}$

(9) Clean overall coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 370.59 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(10) Dirt Factor,  $R_d$

$$U_D = 9.41$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.104 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/BTU}$$

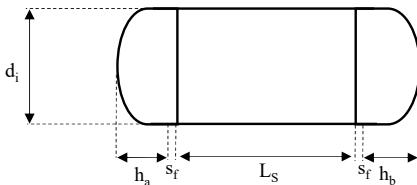
### Pressure Drop

Cold Fluid : Tube Side, Cooling Water	Hot Fluid : Shell Side,Uap
(1') $Re_t = 5543.32$ $f = 0.0001$ (Fig 26 Kern) $s = 0.9925$	(1) $Re_s = 138332.43$ $f = 0.00012$ (Fig 29 Kern) $s = 0.79$
(2') $\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$ = 0.0038 psi	(2) $\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S}$ x <span style="float: right;">1 2</span> = 0.0087 psi
(3) Menghitung $\Delta p$ karena tube passes $\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2 \cdot g \cdot c} \times \frac{\rho}{144}$ = 0.0967 psi	
(4) $\Delta P_{tot} = 0.1005$ psi Karena $\Delta P_{tot} < 10$ psi maka memenuhi	Karena $\Delta P < 2$ psi maka memenuhi

### Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Diacetin Distillation Condenser (E-321)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Diacetin Purification Column (D-310)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchange 1 - 2
Dimensi	:	
Tube		Jumlah Tube = 110 buah Inside Diamater = 1.4 in Outside Diameter = 1.5 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.88 in
Shell		Diameter Shell = 25 in Baffle = 5 in
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 50 Diacetin Distillation Accumulator (F-322)



Fungsi : Menampung distilat Diacetin Distillation Column

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk *standard dished head*

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 100.00 \text{ kPa} = 1 \text{ bar} = 14.5 \text{ psia}$$

$$\text{Suhu} = 183.61^\circ\text{C} = 362.505^\circ\text{F}$$

$$D = 3,324.67 \text{ kg/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$= 1.19737 \times 3,324.67 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,980.85 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{distilat}} = 1.0900 \text{ kg/l} = 68.101 \text{ lb/ft}^3 = 1090 \text{ kg/m}^3$$

$$V_1 = 3.6522 \text{ m}^3/\text{jam} = 128.969 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (}V_t\text{)} &= \frac{100}{80} \times V_1 \\ &= \frac{100}{80} \times 128.97 \text{ ft}^3/\text{tangki} \\ &= 161.21 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V_t = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.0847 d_i^3$$

$$V_t = 1.3469 d_i^3$$

$$161.211 = 1.3469 d_i^3$$

$$d_i = 4.9282 \text{ ft}$$

$$L_s = 7.3923 \text{ ft}$$

$$V_{\text{liquida}} = (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3$$

$$128.969 = 19.07 L_{\text{liquida}} + 20.28$$

$$L_{\text{liquida}} = 5.70 \text{ ft} = 68.41 \text{ in}$$

Karena silinder horizontal, maka  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki :

$$80\% L_{\text{liquida}} \text{ saat tangkinya tegak, sehingga } L_{\text{liquida}} = 4.56 \text{ ft}$$

### Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144 \\
 &= 2.16 \text{ psia} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 16.7 \text{ psia} = 1.96 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 2.15 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA-240 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 14600$$

$$c = 0.125$$

Dipilih sambungan las *single welded butt joint* dengan,  $E = 0.8$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot P_d)} + c \quad (\text{Pers. 13-1 Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{2.15 \times 4.9282}{2(14600 \times 0.8 - 0.6 \times 2.1526)} + 0.125 \\
 &= \frac{10.6086}{11678.7084} + 0.125 \\
 &= 0.1255 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar = 3/16 in

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 59.513 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh } d_o = 60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga didapatkan nilai  $d_i$  baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 59.63 \text{ in} = 4.97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= \frac{2}{d_i} \\
 &= 89.44 \text{ in} = 7.45 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 h_a &= h_b = 0.169 d_i \\
 &= 10.08 \text{ in} = 0.84 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Kiri & Tutup Kanan Berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 60.00 \text{ in} \\
 s_f &= 2 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r_c}{(f E - 0.1 P_i)} + c
 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = \frac{114.3055}{1 \times 11,679.78} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.1348 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 3/16 \text{ in}$$

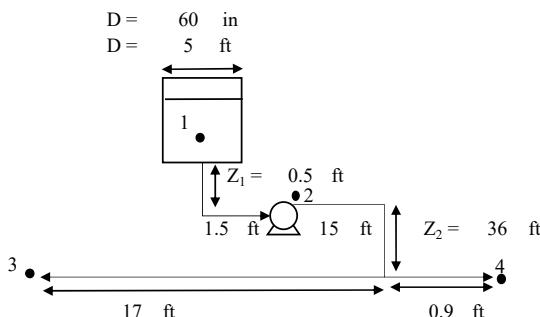
$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Total} &= L_s + h_a + h_b + 2 sf = 113.59 \text{ in} \\ &= 9.47 \text{ ft} \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Accumulator (F-322)
Fungsi	:	Menampung distilat Diacetin Distillation Column
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	161.21 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	= 113.59 in
	Diameter dalam bagian silinder	= 59.63 in
	Diameter luar bagian silinder	= 60 in
	Tebal silinder	= 3/16 in
	Tebal tutup kiri	= 3/16 in
	Tebal tutup kanan	= 3/16 in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A

### C. 51 1<sup>st</sup> Diacetin Pump (L-323)

Fungsi : Memompa liquid dari Diacetin Distillation Accumulator menuju Diacetin Distillation Column dan WWT

Tipe : Centrifugal Pump



#### Menentukan P<sub>2</sub> dari datum 2-3

$$\text{massrate} = 1935.359 \text{ kg/jam} = 4267.47 \text{ lb/jam} \quad T = 121 \text{ C}$$

$$\rho = 1145 \text{ kg/m}^3 = 71.56 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 13 \text{ cp} = 0.008749 \text{ lb/ft detik}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 1.6903 \text{ m}^3/\text{h} = 59.633 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.017 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 6.192 \text{ gpm} \end{aligned}$$

#### Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran: Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.158 \times 1.742 \\ &= 1.0735 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1 1/4 in sch 40

$$ID = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$OD = 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$A = 0.0104 \text{ ft}^2$$

$$Q/A = v$$

$$v = 1.593 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{13.108}{0.008749} = 1498.21$$

## Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 0.5 \quad (\text{Aliran laminer})$$

$$gc = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

### 1. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.115 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 1498.21$$

$$\epsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

Gambar 2.10-3 (Geankoplis)

$$\epsilon/D = 0.00131$$

$$f = 0.015$$

Panjang pipa lurus dari 3<sup>rd</sup> Glycerol Pump ke atas Glycerol Distillation Column  
 $\Delta L = 32 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} Ff &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc} && \text{Pers 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\ &= \frac{0.060 \times 32 \times 2.537}{0.115 \times 2 \times 32.2} \\ &= 0.6582 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

### 2. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} K_f = 0.17 \quad \text{Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)}$$

$$2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 2 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 1.67$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{K_f \times v^2}{2 gc} && \text{Pers 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\ &= \frac{1.67 \times 2.537}{2 \times 32.174} \\ &= 0.066 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

### 3. Sudden Enlargement losses

A<sub>1</sub> = flow area pipa

A<sub>2</sub> = luas permukaan kolom

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1 / A_2)^2 && \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \text{ sehingga } A_1/A_2 \approx 0 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha gc} && \text{Pers 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 2.537}{2 \times 0.5 \times 32.2} \\ &= 0.08 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\sum F &= F_f + hf + hex \\ &= 0.8029 \text{ ft.lbf/lbm} = 2.3999 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

### Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2)/\rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2)/2\alpha + \sum F \quad \text{Pers 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned}P_3 &= 1 \text{ bar} &= 100000 \text{ Pa} \\ Z_3 &= 36 \text{ ft} &= 10.9728 \text{ m} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ V_3 &= 1.593 \text{ ft/s} &= 0.4855 \text{ m/s} \\ V_2 &= 1.593 \text{ ft/s} &= 0.4855 \text{ m/s}\end{aligned}$$

$$P_2 = 225874 \text{ Pa} = 2.26 \text{ bar}$$

### Menentukan $P_2$ dari datum 2-4

$$\begin{aligned}\text{massrate} &= 1935.359 \text{ kg/h} = 4267.47 \text{ lb/h} & T &= 121 \text{ C} \\ \rho &= 1145 \text{ kg/m}^3 = 71.56 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 13 \text{ cp} = 0.008749 \text{ lb.ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 1.6903 \text{ m}^3/\text{h} = 59.633 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0.017 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 6.192 \text{ gpm}\end{aligned}$$

### Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.158 \times 1.742 \\ &= 1.0735 \text{ inch}\end{aligned}$$

dipilih pipa 1 1/4 in sch 40

$$\begin{aligned}ID &= 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft} \\ OD &= 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\ A &= 0.0104 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q/A &= v \\ v &= 1.593 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{13.108}{0.008749} = 1498.21$$

### Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen}) \qquad \qquad \qquad gc = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

#### 1. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0.115 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 1498.21 \\
 \epsilon &= 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft} \\
 \epsilon/D &= 0.00131 \\
 f &= 0.015
 \end{aligned}$$

Gambar 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari 3<sup>rd</sup> Crude Glycerol Pump ke WWT  
 $= 15.9 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 Ff &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2gc} && \text{Pers 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0.060 \times 15.9 \times 2.537}{0.115 \times 2 \times 32.2} \\
 &= 0.3270 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 &= 0.9775 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

## 2. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad Kf &= 0.17 && \text{Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)} \\
 2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad Kf &= 2 \times 0.75 \\
 &\quad \text{Total } Kf = 1.67
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hf &= \frac{Kf \times v^2}{2gc} && \text{Pers 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{1.67 \times 2.537}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.066 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 &= 0.1968 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. Sudden Enlargement losses \quad A1 &= \text{flow area pipa} \\
 \quad A2 &= \text{luas permukaan Kolom} \\
 Kex &= (1 - A1/A2)^2 && \text{maka asumsi } A2 \gg A1 \text{ sehingga } A1/A2 \approx 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hex &= \frac{Kex \times v^2}{2 \alpha gc} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1}{2} \times \frac{2.537}{1 \times 32.2} \\
 &= 0.04 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= Ff + hf + hex \\
 &= 0.4323 \text{ ft.lbf/lbm} = 1.2922 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

### *Mechanical Energy Balance*

$$0 = (P_4 - P_2)/\rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned} P_4 &= 1 \text{ bar} &= 100000 \text{ Pa} \\ Z_4 &= 36 \text{ ft} &= 10.9728 \text{ m} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ V_4 &= 1.593 \text{ ft/s} &= 0.4855 \text{ m/s} \\ V_2 &= 1.593 \text{ ft/s} &= 0.4855 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$P_2 = 224605 \text{ Pa} = 2.25 \text{ bar}$$

Sehingga  $P_2$  Terbesar adalah = 2.26 bar

### **Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2**

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 1935.359 \text{ kg/h} &= 4267.47 \text{ lb/h} & T = 121 \text{ C} \\ \rho &= 1145 \text{ kg/m}^3 &= 71.56 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 13 \text{ cp} &= 0.008749 \text{ lb.ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho &= 1.6903 \text{ m}^3/\text{h} &= 59.633 \text{ ft}^3/\text{h} \\ && &= 0.017 \text{ ft}^3/\text{s} \\ && &= 6.192 \text{ gpm} \end{aligned}$$

### **Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan**

Asumsi Aliran: Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.158 \times 1.742 \\ &= 1.0735 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1 1/4 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft} \\ OD &= 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\ A &= 0.0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 1.593 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{13.108}{0.008749} = 1498.21$$

### **Perhitungan Friksi pada Pipa**

1. *Sudden Contraction loss*       $A_1$  = luas permukaan kolom  
     $A_2$  = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 \approx 0$$

$$K_c = 0.55 \times 1$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

Pers 2.10-16 (Geankoplis, 98)

$$h_c = \frac{0.55 \times 2.537}{2 \times 1 \times 32.2}$$
$$= 0.02168 \text{ ft.lbf/lbm}$$

## 2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.115 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 1498.21$$

$$\varepsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

Gambar 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00131$$

$$f = 0.015$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$= 1.5 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c}$$

Pers 2.10-6 (Geankoplis, 93)

$$= \frac{0.060 \times 1.5 \times 2.537}{0.115 \times 2 \times 32.2}$$
$$= 0.0309 \text{ ft.lbf/lbm}$$

## 3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17 \quad \text{Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)}$$

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 0.92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c}$$

Pers 2.10-17 (Geankoplis, 94)

$$= \frac{0.92 \times 2.537}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.036 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\sum F = h_c + F_f + h_f$$
$$= 0.0888 \text{ ft.lbf/lbm} = 0.2654 \text{ J/kg}$$

### *Mechanical Energy Balance*

$$-Ws = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2g + \Sigma F$$

Pers 2.7-28 (Geankoplis, 103)

$$\begin{aligned} P_2 &= 2.26 \text{ bar} = 225873.63 \text{ Pa} \\ P_1 &= 0.20 \text{ bar} = 20000 \text{ Pa} \\ Z_2 &= 0.5 \text{ ft} = 0.1524 \text{ m} \\ Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ V_2 &= 1.593 \text{ ft/s} = 0.4855 \text{ m/s} \\ V_1 &= 0.4855 \text{ m/s} \end{aligned}$$

maka, nilai dari  $-Ws$  adalah

$$-Ws = 183.6957 \text{ J/kg}$$

### **Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa**

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 6.192 \text{ gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0.75 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -183.696 &= -0.75 \times W_p \\ W_p &= 244.928 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 0.5376 \text{ kg/s} \times 244.928 \text{ J/kg} \\ &= 0.1317 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0.80 \quad \text{Persamaan 12 - 18 (Timmerhaus, 5<sup>th</sup> ed, 516)} \\ \text{Daya Motor} &= 0.1646 \text{ kW} = 0.221 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

### **Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :**

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \text{Abs Press} - \text{Vap Press} - \text{Line loss} + \text{Elevation dif.} \\ &\quad (\text{rule of thumb, hal. 119}) \end{aligned}$$

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

$P$  = tekanan di atas liquida pada tank masukan ( $\text{N/m}^2$ )

$H$  = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

$P_f$  = Pressure loss pada suction perpipaan ( $\text{N/m}^2$ )

$P_v$  = tekanan uap liquida pada suction pompa ( $\text{N/m}^2$ )

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa ( $\text{kg/m}^3$ )

$$P = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 3.66 \text{ m}$$

$$P_f = hc + Ff$$

$$= 0.20 + 0.9775$$

$$= 1.174 \text{ J/kg} \times 1145 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1344.62 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11221} + 3.66 - \frac{1344.62}{11221} - \frac{4246}{11221} \\ &= 12.0736 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 6.192 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 0.9572 \text{ ft} = 0.2917 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitas

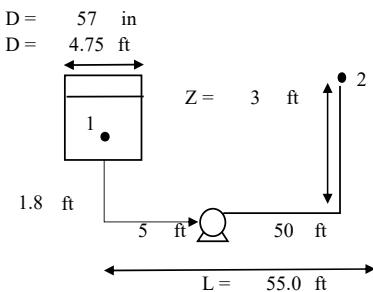
**Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	1st Diacetin Pump (L-323)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Diacetin Distillation Accumulator menuju Diacetin Distillation Column dan WWT
Kapasitas	:	1,935.36 kg/jam
Daya Motor	:	1.000 hp
Material	:	Commercial Steel
Jumlah Alat	:	1 buah

### C. 52 2<sup>nd</sup> Diacetin Pump (L-324)

Fungsi : Memompa liquid dari Diacetin Distillation Column menuju Diacetin Distillation Reboiler

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Diacetin Distillation Column

Titik 2 : Diacetin Distillation Reboiler

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.20 \text{ bar} = 120.00 \text{ kPa} = 17.40 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.32 \text{ bar} = 132 \text{ kPa} = 19.15 \text{ psi} \\ &= 2756.9 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.60 \text{ bar} = 160.0 \text{ kPa} = 23.21 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.76 \text{ bar} = 176 \text{ kPa} = 25.53 \text{ psi} \\ &= 3676 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\begin{aligned} \text{Mass rate} &= 5283.53 \text{ kg/jam} = 11650.18 \text{ lb/jam} \\ \text{Viskositas} (\mu) &= 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Densitas} (\rho) &= 1153.06 \text{ kg/m}^3 = 71.983 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{11650.18 \text{ lb/jam}}{71.983 \text{ lb/ft}^3} = 161.85 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.045 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$= 0.00127 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 4.58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter optimum =  $3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13}$  (*timmerhause 4th edition: 496*)

$$= 3.9 \times 0.045^{0.45} \times 71.983^{0.13}$$

$$= 1.68 \text{ in}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40

*Outside diameter* = 2.375 in = 0.198 ft = 0.060 m

*Inside diameter* = 2.067 in = 0.172 ft = 0.053 m

*Area (A)* = 0.0223 ft<sup>2</sup>

(*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996*)

Kecepatan fluida (v) =  $\frac{Q}{A} = \frac{0.0450}{0.0223} \text{ ft}^3/\text{detik}$  = 2.01 ft/s

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{71.98 \times 0.1723 \times 2.0133}{0.0093}$$

$$= 2691.98414$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0.034646 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$= 0.10 \text{ J/kg}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 2691.984

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.053} \text{ m} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

*Fanning factor* = 0.1400 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94*)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2 g_c} = 0.5086 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$= 1.52 \text{ J/kg}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$\text{Elbow (h_f)} = 2 K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 0.04724 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

*Friction Loss (suction)* = 0.5905 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

## B. Discharge Pump

- Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 50.00 \\ \text{Friction loss}(F_f) &= 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 5.0860 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

- Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1
Globe valve              Wide Open	6	1
Tee	1	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.04724 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.37795 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Tee } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.06299 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friction loss (discharge)} = 5.5742 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 6.1646 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 3 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 71.98 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

#### Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$- W_S = 0.06299 + 1.2 + 12.77 + 6.1646$$

$$- W_S = 20.19$$

$$W_S = -20.19 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_S}{\eta}$$

$$W_p = \frac{20.19}{0.75} = 26.9253 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{26.9253 \times 0.0450 \times 71.9833}{550} = 0.16 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.  
 (rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

Pf = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

Pv = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 1.20 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 3.66 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.10 + 1.5202$$

$$= 1.624 \text{ J/kg} \times 1153 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1872.29 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11300} + 3.66 - \frac{1872.29}{11300} - \frac{4246}{11300} \\ &= 11.9681 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 20.179 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.1039 \text{ ft} = 0.6413 \text{ m}$$

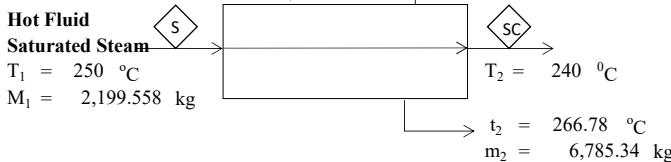
NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitasasi

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 2nd Diacetin Pump (L-324)
Fungsi	: Memompa liquid dari Diacetin Distillation Column menuju Diacetin Distillation Reboiler
Kapasitas	: 5283.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 53 Diacetin Distillation Reboiler (E-325)

**Cold Fluid**

$$\begin{array}{ll} \text{Bottom } t_1 = 247 \text{ } ^\circ\text{C} & t_3 = 249.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Product } m_1 = 7,539.27 \text{ kg} & \downarrow \\ \end{array}$$



Fungsi: Sebagai reboiler kolom distilasi D-320

Jenis : Kettle Reboiler

$$\begin{aligned} m_1 &= F + L \\ &= F + (R \times D) \\ &= 5283.530 + (0.678 \times 3324.668) \\ &= 7,539.27 \text{ kg} = 16,586.39 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$m_2 = 1958.862 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} m_3 &= (1 + R) \times D \\ &= 1.68 \times 3324.668 \\ &= 5,580.41 \text{ kg} = 11,160.81 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jumlah: 1 Unit maka,

$$m_1 = 7,539.27 \text{ kg}$$

$$m_2 = 1,958.86 \text{ kg}$$

$$m_3 = 2,790.20 \text{ kg}$$

#### 1) Heat Balance

Steam

$$\begin{array}{lll} T_1 & = 250 \text{ } ^\circ\text{C} & = 482 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 & = 240 \text{ } ^\circ\text{C} & = 464 \text{ } ^\circ\text{F} \end{array}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai M sebesar:

$$W = 2,199.558 \text{ kg/jam} = 4,839.03 \text{ lb/jam}$$

Bottom Product

$$\begin{array}{lll} t_1 & = 247 \text{ } ^\circ\text{C} & = 476 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 & = 267 \text{ } ^\circ\text{C} & = 512 \text{ } ^\circ\text{F} \\ w & = 7,539.27 \text{ kg/jam} & = 16,586.39 \text{ lb/jam} \end{array}$$

Dari neraca massa dan energi didapatkan nilai Q sebesar:

$$\begin{aligned} Q &= 673,685.24 \text{ kkal} \\ &= 2,671,835.65 \text{ Btu} \end{aligned}$$

### 2) Menghitung $\Delta t_{LM}$

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff.
482	Higher T.	512.2
464	Lower T.	476.2

30.2	$\Delta t_2$
12.1999	$\Delta t_1$

$$\Delta t_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_{LM} = 19.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 3) Caloric Temperature

$$T_{av} = T_C = 473 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = t_C = 494 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 4) Mencari ID dan Jumlah Pipa dengan Trial $U_D$

$$\text{Trial } U_D = 13$$

(App. Tabel 8 Kern)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= 10349.4976 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 0.39 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.54 \text{ in}^2$$

$$l = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Wall thickness} = 0.05 \text{ in} = 0.004 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$\text{Triangular pitch} = 1.88 \text{ in} = 0.16 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{tube}} = 1.4 \text{ in} = 0.117 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a'' \times l} \\ &= 878.94 \end{aligned}$$

Dari table.9 Kern, Nt distandardisasi untuk mendapatkan  $ID_{\text{shell}}$

$$Nt.s = 299$$

$$ID.s = 39 \text{ in} = 3.25 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$n' = 1$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 38.21$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan  
Tipe HE :

Tube Side	Shell Side
OD = 1.5 in	ID <sub>s</sub> = 39 in
BWG = 18	n' = 1
1 = 30 ft	B = 11.7 in
Nt = 299	de = 1.08 in (fig.28 Kern)
n = 2	
P <sub>T</sub> = 1.88 in triangular	
a' = 1.54 in <sup>2</sup>	
a'' = 0.39 ft <sup>2</sup> /ft	
ID = 1.4 in	

Hot Fluid : Tube Side, Steam	Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product
(4') $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ = 1.5988	(4) C' = P <sub>T</sub> - OD C' = 1.88 - 1.5 = 0.38 in
(5') G <sub>t</sub> = W/at = 3026.63 lb/hr.ft <sup>2</sup>	(5) $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ = 0.6338
(6') $NRe_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ = 9,727	(6) G <sub>s</sub> = w/as = 26,171.82 lb/hr.ft <sup>2</sup>
$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp}$	(7) $NRe_s = \frac{G_s \times d_s}{\mu}$ = 55.94
(7') $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = 0.0135$	$\mu_{\text{bottom}} = 17.40 \text{ cp}$
(8') $h_{io} = 1500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2(\text{°F})$	(5) $j_H = 260 \text{ (App. Fig. 24 Kern)}$
	(6) Pada <sub>tav</sub> = 494 °F c = 0.75088 BTU/lb.°F k = 0.0690 BTU/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft) (c.m/k) <sup>1/3</sup> = 7.7096

$(7) h_o = j_H \frac{k}{De} (c.m/k)^{1/3} \left(\frac{m}{m_w}\right)^{0.14}$
$= 1536.77 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$

(9) Clean overall coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = 759.08 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F})$$

(10) Dirt Factor,  $R_d$

$$U_D = 38.21$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0249 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)/BTU}$$

### Pressure Drop

Hot Fluid : Tube Side, steam		Cold Fluid : Shell Side, Bottom Product	
(1') $Re_t$	= 9,727	(1) $Re_s$	= 55.94
$f$	= 0.00013 (Fig 26 Kern)	$f$	= 0.0025 (Fig 29 Kern)
$s$	= 0.02	$s$	= 1.26
(2') $\Delta P_t$	= $\frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID \times S}$ = 0.0006 psi	(2) $\Delta P_s$	= $\frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times de \times S}$ = 0.058 psi
Karena $\Delta P < 2$ psi maka memenuhi		Karena $\Delta P < 10$ psi maka memenuhi	

### Spesifikasi Alat

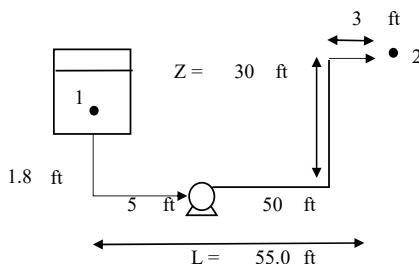
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Reboiler (E-325)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-320
Jumlah	:	1 Unit
Tipe	:	Kettle Reboiler
Dimensi	:	
Tube		Jumlah Tube = 2 buah Inside Diameter = 1.4 in Outside Diameter = 1 1/2 in BWG = 18 Panjang = 30 ft Pitch = 1.88 ID Shell = 39 in
Shell		
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 54 3<sup>rd</sup> Diacetin Pump (L-326)

Fungsi : Memompa liquid dari Diacetin Distillation Reboiler menuju Diacetin

Cooler

Tipe : Centrifugal Pump



Titik referensi :

Titik 1 : Diacetin Distillation Reboiler

Titik 2 : Diacetin Cooler

#### **Suction Pressure ( $P_1$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1.60 \text{ bar} = 160.00 \text{ kPa} = 23.21 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 1.76 \text{ bar} = 176 \text{ kPa} = 25.53 \text{ psi} \\ &= 3675.8 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Discharge Pressure ( $P_2$ ) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 2.60 \text{ bar} = 260.0 \text{ kPa} = 37.71 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 2.86 \text{ bar} = 286 \text{ kPa} = 41.48 \text{ psi} \\ &= 5973 \text{ psf} \end{aligned}$$

#### **Penentuan Dimensi :**

$$\begin{aligned} \text{Mass rate} &= 5283.53 \text{ kg/jam} = 11650.18 \text{ lb/jam} \\ \text{Viskositas} (\mu) &= 13.80 \text{ cp} = 0.00927 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Densitas} (\rho) &= 1153.06 \text{ kg/m}^3 = 71.983 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Rate } (Q) &= \frac{\text{Mass rate}}{\text{r liquid}} = \frac{11650.18 \text{ lb/jam}}{71.983 \text{ lb/ft}^3} = 161.85 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.045 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$= 0.00127 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 4.58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter optimum =  $3,9 Q^{0.45} \rho^{0.13}$  (*timmerhause 4th edition: 496*)

$$= 3.9 \times 0.045^{0.45} \times 71.983^{0.13}$$

$$= 1.68 \text{ in}$$

Diameter standar = Nominal pipe size 2 in sch 40

*Outside diameter* = 2.375 in = 0.198 ft = 0.060 m

*Inside diameter* = 2.067 in = 0.172 ft = 0.053 m

*Area (A)* = 0.0223 ft<sup>2</sup>

(*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:996*)

Kecepatan fluida (v) =  $\frac{Q}{A} = \frac{0.0450}{0.0223} \text{ ft}^3/\text{detik}$  = 2.01 ft/s

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{71.98 \times 0.1723 \times 2.0133}{0.0093}$$

$$= 2691.98414$$

### Perhitungan Friksi :

#### A. Suction Pump

##### • Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan  $A_2/A_1 \approx 0$  (Luas tangki sangat besar dibandingkan pipa,  $A_1 \gg A_2$ )

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0.034646 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$= 0.10 \text{ J/kg}$$

##### • Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 5.00 ft

Reynold number = 2691.984

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel, maka dari gambar 2.10-3

Geankoplis halaman 94 didapatkan  $\epsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{4.6 \times 10^{-5}}{0.053} \text{ m} = 0.00088 \quad \begin{array}{l} \text{Dengan memplot harga } \epsilon / D \text{ dan } N_{re} \\ \text{didapatkan,} \end{array}$$

*Fanning factor* = 0.1400 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003:94*)

$$\text{Friction loss}(Ff) = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2 g_c} = 0.5086 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$= 1.52 \text{ J/kg}$$

##### • Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$\text{Elbow (h_f)} = 2 K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 0.04724 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

*Friction Loss (suction)* = 0.5905 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

## B. Discharge Pump

- Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 53.00 \\ \text{Friction loss}(Ff) &= \frac{4f}{D} \frac{\Delta L}{2g_c} v^2 = 5.3911 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

- Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1
Globe valve      Wide Open	6	1
Tee	1	1

$$\text{Elbow (h}_f\text{)} = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.04724 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Globe valve (h}_f\text{)} = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.37795 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Tee (h}_f\text{)} = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0.06299 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friction loss (discharge)} = 5.8793 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 6.4698 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = 1.8 \text{ ft} = \text{reference}$$

$$z_2 = 30 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 71.98 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 \approx 0 \text{ ft/s}$$

#### Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$- W_S = 0.06299 + 28.2 + 31.92 + 6.4698$$

$$- W_S = 66.65$$

$$W_S = -66.65 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa,  $\eta = 75\%$

$$W_p = - \frac{W_S}{\eta}$$

$$W_p = \frac{66.65}{0.75} = 88.8648 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Daya Pompa, } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{88.8648 \times 0.0450 \times 71.9833}{550} = 0.52 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

### Perhitungan NPSH (Net Positive Suction Head) :

NPSH Available = Abs Press - Vap Press - Line loss + Elevation dif.  
 (rule of thumb, hal. 119)

$$\text{NPSH Available} = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho} \quad (\text{Coulson, hal. 212})$$

Keterangan:

P = tekanan di atas liquida pada tank masukan (N/m<sup>2</sup>)

H = tinggi liquida di atas suction pompa (m)

Pf = Pressure loss pada suction perpipaan (N/m<sup>2</sup>)

Pv = tekanan uap liquida pada suction pompa (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas liquida di suction pompa (kg/m<sup>3</sup>)

$$P = 1.60 \text{ bar} = 100000 \text{ N/m}^2$$

$$H = 3.66 \text{ m}$$

$$P_f = h_c + F_f$$

$$= 0.10 + 1.5202$$

$$= 1.624 \text{ J/kg} \times 1153 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1872.29 \text{ N/m}^2$$

$$P_v = 4.246 \text{ kPa} = 4246 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH Available} &= \frac{100000}{11300} + 3.66 - \frac{1872.29}{11300} - \frac{4246}{11300} \\ &= 11.9681 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R Branan, Page 83 diperoleh persamaan :

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{0.75} = C$$

Keterangan:

$$n = \text{kecepatan putar, rpm} = 3500$$

(kecepatan motor yang umum digunakan)

$$Q = \text{kapasitas, gpm} = 20.179 \text{ gpm}$$

$$C = \text{konstanta} = 9000 \quad (\text{Rule of thumb, 7000-10000})$$

diperoleh:

$$\text{NPSH required} = 2.1039 \text{ ft} = 0.6413 \text{ m}$$

NPSH available > NPSH required, pompa tidak akan mengalami kavitasasi

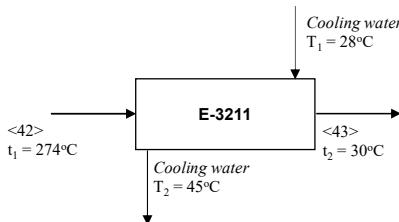
Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 3rd Diacetin Pump (L-326)
Fungsi	: Memompa liquid dari Diacetin Distillation Reboiler menuju Diacetin Cooler
Kapasitas	: 5283.53 kg/jam
Daya pompa	: 1.00 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah	: 1 buah

### C. 55 Diacetin Cooler (E-327)

Fungsi : Menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi

Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 Unit



Kondisi operasi :

Keterangan fluida yang masuk *heater* :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Massa $<46>$	5,283.53	kg/jam	11,648.19	lb/jam
T1	246.78	°C	476.199888	°F
T2	30.00	°C	86	°F
Massa <i>cw</i>	38,735.11	kg/jam	85,396.31	lb/jam
t1	28	°C	82.4	°F
t2	45	°C	113	°F
Rd	0.001	hr ft <sup>2</sup> /Btu		
Batas $\Delta P$ <i>cw</i>	10	psi		
Batas $\Delta P$ $<46>$	10	psi		

#### 1. Material and Heat Balance

dari neraca energi (Appendiks B)

Kebutuhan panas ( $Q$ ) = 658,496.938 kkal/jam = 2,611,379.46 Btu/jam

Perhitungan kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$Q_c = mc.C_p.\Delta T$$

$$mc = Q_c/C_p.\Delta T = 658,496.94 / (1 \times 17)$$

$$\text{massa } cw = 38,735.11 \text{ Kg}$$

#### 2. Menghitung $\Delta t$

Hot fluid	Cold fluid	Diff
246.778	Higher temp (°F)	45
30	Lower temp (°F)	2
216.778	Diff	17
		199.778
		$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{199.7777155}{\ln(\frac{201.778}{2})} = 43.30 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 12.7516 \\
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.0777 \\
 F_t &= 0.8 \quad (\text{Kern, apendiks fig.19}) \\
 &\quad (2-4 \text{ exchanger}) \\
 \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\
 &= 0.8 \times 43.30 \\
 &= 34.6384 \text{ }^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

### 3. Menghitung suhu *caloric* (Tc dan tc)

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(247 + 30)}{2} = 138 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 t_c &= \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(28 + 45.0)}{2} = 36.5 \text{ }^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

### 4. Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U<sub>D</sub>

$$\begin{aligned}
 \text{trial } U_D &= 53 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F}) \quad (\text{Kern, apendiks tabel 8}) \\
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{2,611,379.46}{53 \times 34.64} = 1422.45 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena A > 120 ft<sup>2</sup>, maka digunakan STHE

Digunakan <b>Heat Exchanger (Shell and Tubes)</b> dengan data - data berikut :	(Kern, apendiks tabel 10)
Panjang tube, L = 144 in = 12 ft	
BWG = 18	
Pitch = 1 in (triangular)	(Kern, apendiks tabel 9)
OD tube = 3/4 in	
ID tube = 0.652 in	
R <sub>D</sub> = 0.001 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu	

Dari Kern table 10, pada 3/4 in OD tube dan 18 BWG dapat diperoleh :

$$\begin{aligned}
 a''t &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{in ft} \\
 a't &= 0.334 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Number of tube (Nt)} &= \frac{A}{n \times L \times a''t} \\
 &= \frac{1422.448365}{1 \times 12 \times 0.1963}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 604 \text{ buah (pembulatan)} \\
 \text{Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes 4-P} \\
 \text{Nt standar} &= 422 \text{ buah} \\
 n &= 4 \\
 \text{ID}_s &= 25 \text{ in} = 2.083 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Sehingga  $U_D$  koreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ koreksi} &= \frac{\text{Nt} \times U_D \text{ trial}}{\text{Nt standar}} \\
 &= \frac{604 \times 53}{422} \\
 &= 76 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan

#### Bagian Shell

$$\begin{aligned}
 \text{ID}_s &= 25 \text{ in} \\
 n' &= 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell}) \\
 \text{de} &= 0.73 \text{ in (diameter ekivalen)} \quad (\text{Kern, apendiks fig.28}) \\
 B &= 5 \text{ in (baffle spacing)}
 \end{aligned}$$

#### Bagian Tube

$$\begin{aligned}
 \text{di} &= 0.652 \text{ in (diameter dalam tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 10}) \\
 \text{do} &= 0.75 \text{ in (diameter luar tube)} \\
 L &= 144 \text{ in} = 12 \text{ ft (panjang tube)} \\
 n &= 4 \text{ buah (jumlah passes pada tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 9}) \\
 \text{Nt} &= 422 \text{ buah (jumlah tube)} \quad (\text{Kern, app tabel 9}) \\
 P_t &= 1 \text{ in (jarak antar sumbu tube)} \\
 C' &= 0.25 \text{ in (jarak antar diameter luar tube)} \quad (C'=P_t - do) \\
 a''t &= 0.1963 \text{ ft}^2 \text{ (luas permukaan panjang)} \quad (\text{Kern, app tabel 10}) \\
 a't &= 0.334 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)} \quad (\text{Kern, app tabel 10})
 \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian shell <46>	Bagian tube (cooling water)
<b>5 Menghitung Nre shell</b>	<b>5' Menghitung Nre tube</b>
$a_s = (\text{IDs} \cdot C' \cdot B) / (n' \cdot P_t \cdot 144)$ $= 0.21701 \text{ ft}^2$	$a_t = (\text{Nt} \times a') / (n \times 144)$ $= 0.2447 \text{ ft}^2$
$G_s = \text{massa} / a_s$ $= 53,674.9 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \text{massa} / a_t$ $= 348982 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\mu = 0.3 \text{ cp}$ $Nre_s = (G_s \times de) / (\mu \times 2,42)$ $= 4497.55$	$\text{at } T = 36.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $\mu = 1.1 \text{ cp (fig.14, Kern)}$ $Nre_t = (G_t \times di) / (\mu \times 2.42)$ $= 7122.97$

<b>6 Menghitung harga koef film perpindahan panas, <math>ho</math></b>	$V = G_t / 3600\rho$ $= 1.2 \text{ fps}$
$J_H = 30 \text{ (fig.28, Kern)}$	<b>6' Menghitung koef film perpindahan panas, <math>hi</math></b>
$c_p = 0.57477 \text{ Btu/(lb)(}^{\circ}\text{F)}$	$h_i = 320 \times 1 \text{ (fig.25, Kern)}$
$k = 0.2216 \text{ Btu/(hr)(ft)(}^{\circ}\text{F)}$	$= 320$
$ho = J_H \times (k/de) \times (c_p \times \mu \times 2,42/k)^{1/3}$ $= 134.949 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$	$hio = h_i \times ID/OD$ $= 278.187$

### 7 Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_C$ )

$$U_C = (ho \times hi_o) / (ho + hi_o)$$

$$= 90.8684 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

### 8 Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $R_D$ )

$$R_D = (U_C - U_D) / (U_C \times U_D)$$

$$= 0.00218$$

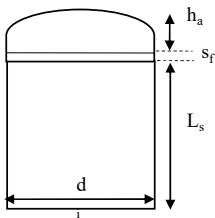
Ternyata  $R_D$  dihitung >  $R_D$  ketetapan, sehingga memenuhi

Evaluasi $\Delta P$	
Bagian shell <46>	Bagian tube (cooling water)
1) $Nre_s = 4497.55$ $f = 0.0027 \text{ (fig.29, Kern)}$	1) $Nre_t = 7122.97$ $f = 0.0015 \text{ (fig.26, Kern)}$ $s.g = 1$
2) <b>Menghitung harga (<math>N+1</math>)</b> $N+1 = (12 \times L \times n')/B$ 2-4exchanger = $29 \times 2 = 58$ $ID_s = 25 \text{ in} = 2.08333 \text{ ft}$ $s.g = 1.06115$ $\Delta Ps = \frac{f G_s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} de Sg fs}$ $= 0.27701 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Ps &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times ID_t \times sg \times ft}$ $= 3.0917258 \text{ psia}$  3) $\Delta P_n = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}$ dengan nilai $G_t = 348982$ $\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 0.001 \text{ (fig.27, Kern)}$ $\Delta P_n = 0.016 \text{ psia}$  $\Delta Pt = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 3.10773 \text{ psia}$ <b><math>\Delta Pt &lt; 10 \text{ psia (memenuhi)}</math></b>

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Diacetin Cooler (E-327)

Fungsi	:	Menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchange: 1 - 4
Dimensi tube	:	Jumlah Tube = 422 buah Inside Diameter = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 Panjang = 12 ft $P_T$ = 1.00 in
Dimensi shell	:	Diameter Shell = 25 in Baffle space = 5 in
Bahan	:	Carbon Steel

### C. 56 Diacetin Storage Tank (F-328)



- Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom  
*Diacetin Distillation Column (D-420) berupa 96.71% Diacetin dalam keadaan cair*
- Tipe : Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
- Bahan Konstruksi : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C  
 $(f = 12650 \text{ psi})$  *(Item 4. App. D Hal 342. Brownell & Young, 1959)*
- Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm = 14.70 psia  
 Suhu = 30.0 °C = 86 °F

#### Perhitungan diameter dan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Jumlah produk} &= 5,283,530 \text{ kg/jam} = 11,648.071 \text{ lb/jam} \\ &= 126,804,731 \text{ kg/hari} = 279,553.711 \text{ lb/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 3 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah} = 3 \text{ buah}$$

$$\rho_{\text{Produk}} = 1.173 \text{ kg/l} = 73.2047 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{Mono}} = 1.193 \text{ kg/l} = 74.476 \text{ lb/ft}^4 = 1193 \text{ kg/m}^4$$

$$\rho_{\text{Di}} = 1.173 \text{ kg/l} = 73.228 \text{ lb/ft}^5 = 1173 \text{ kg/m}^5$$

$$\rho_{\text{Tri}} = 1.148 \text{ kg/l} = 71.667 \text{ lb/ft}^6 = 1148 \text{ kg/m}^6$$

*Aspen Hysys V11*

$$x_{\text{Mono}} = 0.0018$$

$$x_{\text{Di}} = 0.9823$$

$$x_{\text{Tri}} = 0.0159$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{\rho_{\text{camp}}} &= \frac{x_{\text{Mono}}}{\rho_{\text{Mono}}} + \frac{x_{\text{Di}}}{\rho_{\text{Di}}} + \frac{x_{\text{Tri}}}{\rho_{\text{Tri}}} \\ \frac{1}{\rho_{\text{camp}}} &= 0.853 \text{ kg/l} \\ \rho_{\text{camp}} &= 1.173 \text{ kg/l} = ##### \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= 279,553.711 / 73.205 = 3,818.796 \text{ ft}^3 \\
 \text{Waktu penyimpanan} &= 3 \text{ hari} \\
 \text{Volume penyimpanan liquid selama waktu penyimpanan} &= 11,456.39 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume liquid dalam 1 tangki} &= 3,818.796 \text{ ft}^3 \\
 \text{Asumsi Volume liquid mengisi 80% volume tangki, maka :} \\
 \text{Volume total tangki} &= 4773.49511 \text{ ft}^3 \quad (\text{Table 6. Hal 37. Timmerhaus, 1991})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, storage dengan tekanan atmosferik memiliki rasio tinggi dan diameter < 2 sehingga diperlukan nilai rasio tersebut. Trial dilakukan dengan menggunakan solver di excel.

Trial dilakukan dengan 2 batasan yaitu :

1.  $L_s/D < 2$
2. Luas permukaan minimum agar didapatkan nilai ekonomi yang minimum

Rumus menentukan volume tangki :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V. \text{silinder} + V. \text{ tutup atas} (\text{ft}^3) && (\text{Pers 5.14 Hal 95,}) \\
 V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 && \text{Brownell \& Young, 1959)
 \end{aligned}$$

Rumus menentukan luas permukaan tangki

$$\begin{aligned}
 A_{\text{total}} &= A. \text{ silinder} + A. \text{ tutup atas} (\text{ft}^2) && (\text{Tabel 10 Hal 220}) \\
 A_{\text{total}} &= (1/4 \times \pi \times d_i^2 + \pi \times d_i \times L_s) + (0.842 \times d_i^2) && \text{Dekker, 1993)}
 \end{aligned}$$

Didapatkan hasil trial sebagai berikut :

Ls/D	D	A	V
0.71261059	19.4941251	1469.21039	4773.49511

Menentukan diameter dalam bagian silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 0.713 D \\
 V_{\text{total}} &= V. \text{ silindej} + V. \text{ tutup atas} (\text{ft}^3) \\
 V_{\text{total}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_s) + 0.084672 \times d_i^3 && (\text{Pers 5.14 Hal 95,}) \\
 V_{\text{total}} &= (0.713\pi/4 \times d_i^3) + 0.084672 \times d_i^3 && \text{Brownell \& Young,} \\
 4773.49511 &= 0.644 \times d_i^3 && 1959) \\
 d_i &= 19.494 \text{ ft} = 233.930 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= V. \text{liquid dalam silinder} \\
 V_{\text{liquida}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) \\
 3,818.796 &= 298.47 L_{\text{liquida}} \\
 L_{\text{liquida}} &= 12.79467 \text{ ft} = 153.536 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times L_{\text{liquid}} / 144 && (\text{Pers 3.17 Hal 46}, \\
 &= 73.2047 \text{ lb/ft}^3 \times 12.79467 \text{ ft} / 144 && \text{Brownell \& Young,} \\
 &= 6.504 \text{ psi} && 1959) \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 21.204 \text{ psia} \\
 &= 6.504 \text{ psig} && (\text{Coulson \&} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} && \text{Richardson, 1993.} \\
 &= 7.155 \text{ psig} && \text{Hal 810})
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan : Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C

Dari Brownell and Young :  $f = 12650$  (Tabel 6. Hal 542)  
 $c = 0.125$  Timmerhaus, 1991)

Dipilih sambungan las double welded butt joint dengan,  $E = 0.8$   
(Tabel 13.2 Hal 254, Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c && (\text{Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{7.155 \times 233.930}{2(12650 \times 0.8 - 0.6 \times 7.15)} + 0.125 \\
 &= \frac{1673.72}{2 \times 10115.7} + 0.125 \\
 &= 0.208 \text{ in} && (\text{Tabel 5.6 Hal 88}, \\
 \text{Dipilih tebal standar} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} && \text{Brownell \& Young, 1959})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 236.180 \text{ in} = 19.682 \text{ ft} && (\text{Tabel 5.7 Hal 90}, \\
 \text{distanarisasi, maka :} && & \text{Brownell \& Young, 1959}) \\
 d_o &= 240 \text{ in} = 20 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

sehingga didapatkan nilai di baru yaitu :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 237.75 \text{ in} = 19.813 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 0.713 d_i \\
 &= 14.119 \text{ ft} = 169.42 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal tutup atas berbentuk Torispherical Dished Head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 180 \text{ in} && (\text{Tabel 5.7 Hal 91}, \\
 i_c &= 14.438 \text{ in} && \text{Brownell \& Young, 1959})
 \end{aligned}$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{rc}{r_i}}) \\ = 1.633$$

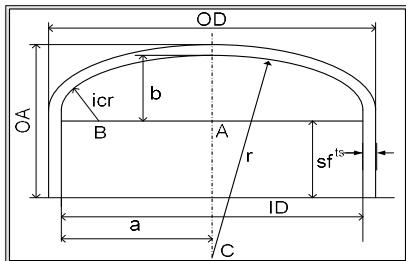
$$t_{ha} = \frac{W \times \pi \times rc}{2(fE - 0.2\pi)} + c \\ t_{ha} = \frac{2102.743}{2 \times 10118.569} + 0.125 \\ t_{ha} = 0.229 \text{ in}$$

distanarisasi, maka :

$$t_{ha} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

(Tabel 5.6 Hal 88,  
Brownell & Young, 1959)

#### Menentukan tinggi tutup atas berbentuk Dished Head



Dari Brownell & Young T. 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 240 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 4 \text{ in (diambil sf=2.75 in)}$$

Sehingga dari Fig. 5.8 Brownell & Young P. 87 dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 118.8750 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 104.4375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 225.563 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 40.072 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 199.928 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 43.947 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young Hal 91

dengan :  $d_o = 240 \text{ in}$

$$t_{ha} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$sf = 2.75 \text{ in}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= L_s + OA \\
 &= 213.370 \text{ in} \\
 &= 17.78 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Alat</b>											
Nama Alat	: Diacetin Storage Tank (F-328)										
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Distillation Column (D-420) berupa 96.71% Diacetin dalam keadaan cair										
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head										
Kapasitas	: 4773.495 ft <sup>3</sup> 135.175 m <sup>3</sup>										
Dimensi	: <table style="margin-left: 20px;"> <tr> <td>Tinggi tangki</td><td>= 213.370 in</td></tr> <tr> <td>Diameter dalam bagian silinder</td><td>= 237.75 in</td></tr> <tr> <td>Diameter luar bagian silinder</td><td>= 240 in</td></tr> <tr> <td>Tebal silinder</td><td>= 1 1/8 in</td></tr> <tr> <td>Tebal tutup atas</td><td>= 1 1/8 in</td></tr> </table>	Tinggi tangki	= 213.370 in	Diameter dalam bagian silinder	= 237.75 in	Diameter luar bagian silinder	= 240 in	Tebal silinder	= 1 1/8 in	Tebal tutup atas	= 1 1/8 in
Tinggi tangki	= 213.370 in										
Diameter dalam bagian silinder	= 237.75 in										
Diameter luar bagian silinder	= 240 in										
Tebal silinder	= 1 1/8 in										
Tebal tutup atas	= 1 1/8 in										
Bahan	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C										
Jumlah	: 3 Buah										

## APPENDIKS D

### ANALISIS EKONOMI

Kapasitas produksi	=	46,000 ton/tahun
	=	5,808 kg/jam
Lama operasi	=	330 hari
Basis	=	1 tahun
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	14,243 rupiah (21 Juni 2020,09.16 WIB)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2020
Mulai konstruksi, tahun	=	2021
Lama konstruksi	=	2 tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2023

#### D.1 HARGA PERALATAN

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada tahun 2020 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2021 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

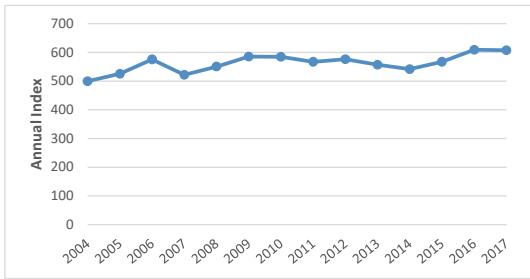
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun ke} X} \times \text{Harga alat tahun ke} X$$

**Tabel D.1. Chemical Engineering Plant Cost Index**

Tahun	Annual Index
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	608.9
2019	607.5

(*Chemical Engineering Plant Cost Index*)



**Gambar D.1** Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan metode *Least Square* (Timmerhause, 760) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2019. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

Keterangan :  
 a = harga rata-rata y  
 b = slope garis *Least Square*

**Tabel D.2** Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	$x^2$	$y^2$	xy
1	2004	444.2	4016016	197313.64	890176.8
2	2005	468.2	4020025	219211.24	938741
3	2006	499.6	4024036	249600.16	1002197.6
4	2007	525.4	4028049	276045.16	1054477.8
5	2008	575.4	4032064	331085.16	1155403.2
6	2009	521.9	4036081	272379.61	1048497.1
7	2010	550.8	4040100	303380.64	1107108
8	2011	585.7	4044121	343044.49	1177842.7
9	2012	584.6	4048144	341757.16	1176215.2
10	2013	567.3	4052169	321829.29	1141974.9
11	2014	576.1	4056196	331891.21	1160265.4
12	2015	556.8	4060225	310026.24	1121952
13	2016	541.7	4064256	293438.89	1092067.2
14	2017	567.5	4068289	322056.25	1144647.5
15	2018	608.9	4072324	370759.21	1228760.2
16	2019	607.5	4076361	369056.25	1226542.5
$\Sigma$	32184	8781.6	64738456	4852874.6	17666869.1
Ave	2012	548.9	4046153.5	303304.66	1104179.3

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

( Timmerhaus, 760)

$$\begin{aligned}
 a &= y^- = 548.9 \\
 b &= \frac{\sum(x^- - \bar{x})(y^- - \bar{y})}{\sum(x^- - \bar{x})^2} = \frac{\sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n}}{\sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n}} \\
 &= 17666869.1 - \frac{282627014}{16} = 2680.7 \\
 &= 64738456 - \frac{1035809856}{16} = 340 \\
 y &= 548.9 + 7.88(x - 2012) \\
 y &= 548.9 + 7.88x - 15859.5 \\
 y &= 7.88x - 15310.64
 \end{aligned}$$

Untuk  $x = 2020$  maka  $y = 615.87$   
(dimana x adalah tahun dan y adalah index harga)  
Jadi, *cost index* pada tahun 2020 = 615.87

#### D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

#### Contoh Perhitungan Harga Peralatan

##### 1. Glycerol Tank (F-111)

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe} &= \text{Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk standard dish head dan tutup bawah berbentuk conical } 120^\circ \\
 \text{Bahan} &= \text{Carbon Steel, Type SA-240, Grade A} \\
 \text{Jumlah} &= 2 \text{ buah} \\
 \text{Harga tahun 2014} &= \$ 56,400 (\text{Matche}) \\
 \text{Harga tahun 2020} &= \frac{\text{index tahun 2020}}{\text{index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\
 &= \frac{615.9}{576} \times \$ 56,400.00 \\
 &= 60,293.23 \\
 \text{Cost Total (2020)} &= 60,293.23 \times \text{Jumlah alat} \\
 &= 120,586.45
 \end{aligned}$$

Semua harga peralatan didapat dari sumber [www.matche.com](http://www.matche.com) (Tahun 2014) yang memberikan harga FOB dari Gulf Coast USA

Untuk harga alat secara lengkap, tertera pada tabel D.3 dibawah ini

Tabel D.3 Harga Peralatan pada Pabrik Triacetin

No	Kode	Nama Alat	Jml	Harga (USD/unit)		Harga total (USD,thn 2020)
				2014	2020	
1	D-110	Flash Separator	1	\$ 45,500	\$ 48,641	\$ 48,640.81
2	F-111	Glycerol Tank	2	\$ 56,400	\$ 60,293	\$ 120,586.45
3	L-112	Centrifugal Pump	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21

4	E-113	<i>Heat Exchanger I</i>	1	\$ 39,100	\$ 41,799	\$ 41,799.03
5	G-114	Valve Expander 1	1	\$ 3,100	\$ 3,314	\$ 3,313.99
6	E-115	<i>Condenser</i>	1	\$ 53,200	\$ 56,872	\$ 56,872.33
7	F-116	<i>Accumulator</i>	1	\$ 5,600	\$ 5,987	\$ 5,986.56
8	G-117	Jet Ejector	1	\$ 3,200	\$ 3,421	\$ 3,420.89
9	E-118	<i>Barometric Condenser</i>	1	\$ 2,000	\$ 2,138	\$ 2,138.06
10	L-119	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
11	D-120	<i>Distillation Column</i>	1	\$ 139,700	\$ 149,343	\$ 149,343.33
12	E-121	<i>Heat Exchanger II</i>	1	\$ 103,100	\$ 110,217	\$ 110,216.87
13	G-122	Valve Expander 2	1	\$ 3,100	\$ 3,314	\$ 3,313.99
14	E-123	<i>Condenser</i>	1	\$ 62,400	\$ 66,707	\$ 66,707.40
15	F-124	<i>Accumulator</i>	1	\$ 5,600	\$ 5,987	\$ 5,986.56
16	G-125	Jet Ejector	1	\$ 3,200	\$ 3,421	\$ 3,420.89
17	E-126	<i>Barometric Condenser</i>	1	\$ 1,600	\$ 1,710	\$ 1,710.45
18	L-127	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
19	L-128	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
20	E-129	Reboiler	1	\$ 137,800	\$ 147,312	\$ 147,312.17
21	R-210	Reactor	4	\$ 120,100	\$ 128,390	\$ 513,561.44
22	L-211	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
23	L-212	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
24	E-213	<i>Glycerol Cooler</i>	1	\$ 38,400	\$ 41,050.71	\$ 41,050.71
25	F-214	<i>Glycerol Tank</i>	1	\$ 45,700	\$ 48,855	\$ 48,854.62
26	L-215	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
27	F-216	<i>Acetic Acid Tank</i>	3	\$ 56,400	\$ 60,293	\$ 180,879.68
28	L-217	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 5,100	\$ 5,452	\$ 5,452.05
29	F-218	<i>Storage Tank</i>	1	\$ 19,400	\$ 20,739	\$ 20,739.16
30	J-219	<i>Pneumatic Conveyer</i>	1	\$ 62,100	\$ 66,387	\$ 66,386.69
31	H-220	Dekanter	1	\$ 45,500	\$ 48,641	\$ 48,640.81
32	L-221	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 5,100	\$ 5,452	\$ 5,452.05
33	F-222	Product Tank	1	\$ 79,200	\$ 84,667	\$ 84,667.08
34	L-223	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 5,100	\$ 5,452	\$ 5,452.05
35	F-224	<i>C. Triacetin Tank</i>	1	\$ 79,200	\$ 84,667	\$ 84,667.08
36	D-310	<i>Distillation Column</i>	1	\$ 145,000	\$ 155,009	\$ 155,009.18
37	G-311	Jet Ejector	1	\$ 3,200	\$ 3,421	\$ 3,420.89
38	E-312	<i>Condenser</i>	1	\$ 31,600	\$ 33,781	\$ 33,781.31
39	F-313	<i>Accumulator</i>	1	\$ 10,600	\$ 11,332	\$ 11,331.71
40	G-314	Jet Ejector	1	\$ 3,200	\$ 3,421	\$ 3,420.89
41	E-315	<i>Barometric Condenser</i>	1	\$ 2,300	\$ 2,459	\$ 2,458.77
42	L-316	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
43	L-317	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
44	E-318	Reboiler	1	\$ 35,900	\$ 38,378	\$ 38,378.13
45	L-319	<i>Centrifugal Pump</i>	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
46	E-3110	<i>Triacetin Cooler</i>	1	\$ 76,700	\$ 81,995	\$ 81,994.51

47	F-3111	Triacetin Tank	3	\$ 56,400	\$ 60,293	\$ 180,879.68
48	D-320	Distillation Column	1	\$ 142,500	\$ 152,337	\$ 152,336.61
49	E-321	Condenser	1	\$ 48,900	\$ 52,276	\$ 52,275.51
50	F-322	Accumulator	1	\$ 6,900	\$ 7,376	\$ 7,376.30
51	L-323	Centrifugal Pump	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
52	L-324	Centrifugal Pump	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
53	E-325	Reboiler	1	\$ 78,600	\$ 84,026	\$ 84,025.66
54	L-326	Centrifugal Pump	1	\$ 3,900	\$ 4,169	\$ 4,169.21
55	E-327	Diacetin Cooler	1	\$ 54,800	\$ 58,583	\$ 58,582.78
56	F-328	Diacetin Tank	3	\$ 41,300	\$ 44,151	\$ 132,452.67
<b>Total</b>			<b>66</b>			<b>\$ 2,928,497.5</b>

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah = US\$ 2,928,497.53  
= Rp 41,710,590,381

#### D.1.2 Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini antara lain adalah:

1. Air, digunakan sebagai air sanitasi, *process water*, dan *cooling water*
2. Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan dan kantor
3. Steam, digunakan sebagai pemanas proses

Berdasarkan Tabel 6.1 Coulson & Richardson, diperkirakan harga peralatan utilitas adalah sebesar 45% dari harga peralatan. Karena proses pada pabrik Triacetin ini adalah tipe proses fluids-solids.

(Coulson & Richardson, Hal 252, 2005)

Harga peralatan utilitas = Rp 18,769,765,671.35

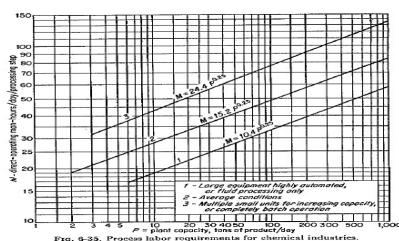
#### D.1.3 Total Harga Peralatan

**Total harga peralatan pabrik** = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas  
= Rp 60,480,356,052.13

#### D.2 GAJI KARYAWAN

Kapasitas Produksi = 46,000 ton/tahun  
= 139.394 ton/hari

Jumlah Tahapan = 3 tahap



Gambar 1. Kebutuhan Karyawan berdasarkan Kapasitas Produksi

Dari Gambar 1 (Vilbrandt, hal 235) diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Karyawan} &= 24.4 \times P^{0.25} \quad \text{dimana } P : \text{produksi (ton/hari)} \\ \text{operasi M} &= 84 \quad \text{pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)} \\ &= 252 \quad \text{pekerja-jam/(hari)} \end{aligned}$$

Setiap pekerja proses bekerja selama 8 jam/hari dengan 3 shift

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 252 \times (1/8) \times 3 \\ \text{operating labor} &= 94.3 \end{aligned}$$

Perkiraan biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan sebagai berikut :

Upah minimum untuk Provinsi Sumatra Utara tahun 2018 sesuai dengan Rp. 2.224.036,-

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi pabrik} &= 24 \text{ jam} \\ \text{Waktu kerja} &= 8 \text{ jam} \\ \text{Kelompok kerja dibutuhkan} &= 3 \text{ kelompok} \\ \text{Operating Labor} &= 94 \text{ pegawai/hari} \\ \text{Jumlah pegawai 4 kelompok} &= 377 \text{ pegawai} \end{aligned}$$

Direncanakan jadwal kerja sebagai berikut

**Tabel D.4** Pembagian Jadwal Kerja Pegawai

Kelompok	Hari ke-							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Kelompok 1	P	S	M	-	P	S	M	-
Kelompok 2	S	M	-	P	S	M	-	P
Kelompok 3	M	-	P	S	M	-	P	S
Kelompok 4	-	P	S	M	-	P	S	M

Keterangan:

P : Pagi (07.00-15.00 WIB)

S : Siang (15.00-23.00 WIB)

M : Malam (23.00-07.00 WIB)

- : hari libur

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, diperkirakan sebagai berikut :

**Tabel D.5** Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	25,386,838	3	76,160,514
2	Direktur utama	39,522,174	1	39,522,174
3	Sekretaris	7,667,668	3	23,003,004
4	Direktur Produksi	28,770,672	1	28,770,672
5	Direktur Keuangan	28,770,672	1	28,770,672
6	Direktur Pemasaran	28,770,672	1	28,770,672
7	Direktur SDM	28,770,672	1	28,770,672
8	Manager			

	a. Produksi	25,386,838	1	25,386,838
	b. Keuangan	25,386,838	1	25,386,838
	c. Pemasaran	25,386,838	1	25,386,838
	d. SDM	25,386,838	1	25,386,838
9	Kepala Bagian			
	a. Kabag Proses	18,019,170	1	18,019,170
	b. Kabag Quality Control	18,019,170	1	18,019,170
	c. Kabag Penjualan	18,019,170	1	18,019,170
	d. Kabag Pembukuan	18,019,170	1	18,019,170
	e. Kabag Pengelolaan Dana	18,019,170	1	18,019,170
	f. Kabag Kepegawaian	18,019,170	1	18,019,170
	g. Kabag Pendidikan & Latihan	18,019,170	1	18,019,170
10	Dokter	14,335,336	2	28,670,672
11	Perawat	7,667,668	4	30,670,672
12	Supervisor			
	a. Utilitas	14,335,336	1	14,335,336
	b. Proses	14,335,336	3	43,006,008
	c. Quality Control	14,335,336	3	43,006,008
	d. Maintenance	14,335,336	4	57,341,344
	e. Gudang	14,335,336	3	43,006,008
13	Operator			
	a. Maintenance	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	b. Utilitas	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	c. Proses	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	d. Quality Control	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	e. Gudang	3,733,834	15 x 3	168,022,530
14	Karyawan			
	a. Penjualan	7,667,668	18	138,018,024
	b. Pembukuan	7,667,668	12	92,012,016
	c. Pengelolaan Dana	7,667,668	12	92,012,016
	d. Kepegawaian	7,667,668	12	92,012,016
	e. Pendidikan & Latihan	7,667,668	12	92,012,016
15	Keamanan	1,841,917	15	27,628,755
16	Sopir	1,841,917	8	14,735,336
17	Pesuruh/tukang kebun	1,841,917	13	23,944,921
18	Pegawai Kantin	1,841,917	8	14,735,336
<b>Total</b>		<b>377</b>		<b>2,153,973,720</b>

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 2,153,973,720.00  
 Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp **25,847,684,640.00**

### D.3 HARGA BAHAN BAKU DAN PENJUALAN PRODUK

#### D.3.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.6 Perhitungan Biaya Bahan Baku

No	Bahan baku	Kebutuhan/Tahun	Harga	Total /Tahun
			USD	USD
1	Crude Glycerol	59400 ton	100 /ton	5,940,000.00
2	Asam Asetat	78460 ton	200 /ton	15,692,000.00
3	Amberlyst-15	1203 ton	1000 /ton	1,203,000.00
<b>Total</b>				<b>22835000.0</b>

Biaya penyediaan bahan baku = \$ **22,835,000.00**  
                                   = Rp **325,238,905,000.00**

#### D.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.7 Hasil Penjualan Produk

No	Bahan baku	Produksi/Tahun	Harga/Tahun	Total /Tahun
			USD	USD
1	Triacetin	49714 ton	600 /ton	29,828,461.43
2	Diacetin	41846 ton	550 /ton	23,015,058.77
<b>Total</b>				<b>52843520.2</b>

**Total pendapatan kotor/thn** = Rp **752,650,258,219.82**

### D.4 ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, POT*)
- 3 Titik impas (*Break Even Point, BEP*)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran Modal (*Total Capital Investment, TCI*), yang meliputi :
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total  
Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :
  - a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
  - b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabel Cost, SVC*)
  - c. Biaya Variabel (*Variabel Cost, VC*)

#### D.4.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*, TCI)

##### D.4.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)

###### A. Biaya Langsung (*Direct Cost*, DC)

**Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Harga peralatan	100%	E 60,480,356,052
2	Instalasi, pengecatan, isolasi	39%	E 23,587,338,860
3	Instrumentasi dan pengendalian (terpasang)	13%	E 7,862,446,287
4	Perpipaan (terpasang)	31%	E 18,748,910,376
5	Kelistrikan (terpasang)	10%	E 6,048,035,605
6	Bangunan Fabrik (termasuk services)	29%	E 17,539,303,255
7	Pengembangan lahan	10%	E 6,048,035,605
8	Fasilitas Pelayanan (terpasang)	55%	E 33,264,195,829
9	Tanah	6%	E 3,628,821,363
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>		<b>Rp</b>	<b>177,207,443,232.75</b>

(Penentuan persentase berdasarkan pada golongan Solid-Fluid Processing Plant tabel 17 hal 183, Plant Design and Economics For Chemical Engineers, Peters & Timmerhaus)

###### B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*, IC)

**Tabel D.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	<i>Engineering and supervision</i>	32%	E 19,353,713,937
2	Konstruksi	34%	E 20,563,321,058
<b>Total Biaya (I)</b>			<b>39,917,034,994</b>
3	Biaya Kontraktor	5% DC + I	10,856,223,911
4	Biaya tak terduga	10% DC + I	21,712,447,823
<b>Total Biaya Tidak Langsung (IC)</b>			<b>72,485,706,728</b>

###### C. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= 177,207,443,232.75 + 72,485,706,728.48 \\ &= 249,693,149,961.23 \end{aligned}$$

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp} 249,693,149,961$$

#### D.4.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} + 15\% \text{ TCI} \\ 85\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 85\% \text{ TCI} &= \text{Rp} \quad 249,693,149,961.23 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp} \quad 293,756,647,013.21 \\
 \text{WCI} &= \text{Rp} \quad 44,063,497,051.98 \\
 \text{Modal Kerja (WCI)} &= \text{Rp} \quad \mathbf{44,063,497,051.98}
 \end{aligned}$$

#### D.4.1.3 Total Investasi (*Total Capital Investment*, TCI)

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= 249,693,149,961.23 + 44,063,497,051.98 \\
 &= 293,756,647,013.21 \\
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp} \quad \mathbf{293,756,647,013.21}
 \end{aligned}$$

#### Modal Investasi terbagi atas :

$$\begin{aligned}
 1 \text{ Modal sendiri (Equity)} &\quad 30\% \text{ TCI} = \text{Rp} \quad 88,126,994,103.96 \\
 2 \text{ Modal pinjaman bank (Loan)} &\quad 70\% \text{ TCI} = \text{Rp} \quad 205,629,652,909.25
 \end{aligned}$$

#### D.4.2 Penentuan Biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC)

##### D.4.2.1 Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC)

###### A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*, DPC)

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Bahan baku (1 tahun)		325,238,905,000
2	<i>Operating Labor</i> (OL)		25,847,684,640
3	Biaya supervisi	10% L	2,584,768,464
4	Utilitas	10% TPC	0,1 TPC
5	<i>Maintenance</i> dan perbaikan (MR)	3% FCI	7,490,794,499
6	<i>Operating Supplies</i>	10% MR	749,079,449.88
7	Laboratorium	10% OL	2,584,768,464.00
8	Produk dan <i>royalty</i>	2% TPC	0,02 TPC
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>		<b>364,496,000,517</b>	<b>+ 0.12 TPC</b>

###### B. Biaya Tetap (*Fixed Charge*, FC)

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	24,969,314,996
2	Pajak	3% FCI	7,490,794,499
3	Asuransi	0.7% FCI	1,747,852,050
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>			<b>34,207,961,545</b>

###### C. Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost*, POC)

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Overhead Cost (POC)} &\quad 5\% \text{ TPC} \\
 \text{Plant Overhead Cost (POC)} &= 0.05 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Manufacturing Cost (MC)} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 &= \text{Rp } 398,703,962,061 + 0.17 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

#### D.4.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses, GE*)

**Tabel D.11** Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Biaya administrasi	2% TPC	0.02 TPC
2	Biaya distribusi dan penjualan	5% TPC	0.05 TPC
3	Biaya R & D	5% TPC	0.05 TPC
4	Bunga	11.2% <i>Loan</i>	23,030,521,126
<b>Total Pengeluaran Umum (GE)</b>		<b>23,030,521,125.96</b>	<b>+ 0.12 TPC</b>

\*Depresiasi dihitung berdasar *straight line method* dengan menganggap *salvage value* peralatan 10 % dari harga awal menghitung TPC

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= 364,496,000,516.72 + 0.12 \text{ TPC} \\
 \text{FC} &= 34,207,961,544.69 \\
 \text{POC} &= 0.05 \text{ TPC} \\
 \text{GE} &= 23,030,521,125.96 \quad 0.12 \text{ TPC} + \\
 \text{TPC} &= 421,734,483,187.36 + 0.29 \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \mathbf{593,992,229,841.36}
 \end{aligned}$$

Jadi, rincian secara lengkap biaya produksi di atas menjadi :

#### A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1	Bahan Baku	Rp	325,238,905,000.00
2	Tenaga kerja	Rp	25,847,684,640.00
3	Biaya supervisi	10% L	Rp 2,584,768,464.00
4	Utilitas	10% TPC	Rp 59,399,222,984.14
5	Perawatan dan perbaikan	3% FCI	Rp 7,490,794,498.84
6	Operating supplies	10% M	Rp 749,079,449.88
7	Laboratorium	10% L	Rp 2,584,768,464.00
8	Paten dan Royalti	2% TPC	Rp 11,879,844,596.83 +
<b>Total biaya produksi langsung ( DPC )</b>		<b>Rp</b>	<b>435,775,068,097.68</b>

#### B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1	Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	Rp	24,969,314,996.12
2	Pajak	1%	FCI	Rp	7,490,794,498.84
3	Asuransi	0.4%	FCI	Rp	1,747,852,049.73 +
<b>Total biaya tetap ( FC )</b>		<b>Rp</b>	<b>34,207,961,544.69</b>		

#### C. Biaya plant overhead (Plant Overhead cost)

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Overhead Cost ( POC )} &= 10\% \quad (\text{L+S+M}) \\
 \text{POC} &= \mathbf{\text{Rp } 29,699,611,492.07} \\
 \text{Total biaya pembuatan ( MC )} &= \mathbf{\text{DPC} + \text{FC} + \text{POC}}
 \end{aligned}$$

MC	=	Rp	<b>499,682,641,134.44</b>
----	---	----	---------------------------

**D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)**

# Biaya administrasi	2%	TPC	Rp	11,879,844,596.83
# Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC	Rp	29,699,611,492.07
# Biaya R & D	5%	TPC	Rp	29,699,611,492.07
Bunga	11.2%	Loan	Rp	23,030,521,125.84 +
<b>Total pengeluaran umum (GE)</b>			<b>Rp</b>	<b>71,279,067,580.96</b>

**D.4.3 Analisis Ekonomi**

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan antara lain sebagai berikut :

1 Modal

- Modal sendiri = 30%
- Modal pinjaman = 70%

2 Bunga bank = 6.30% per tahun (Bank Indonesia April 2020)

3 Laju inflasi = 2.19% per tahun (Bank Indonesia Mei 2020)

4 Masa konstruksi 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman
- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman

5 Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman

6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 20% per tahun

7 Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi 10% per tahun

8 Kapasitas produksi

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

Tahun III = 100%

9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)

- Kurang dari Rp 5,000,000.00 = 5%
- Antara Rp 5,000,000.00 - Rp 250,000,000.00 = 15%
- Antara Rp 250,000,000.00 - Rp 500,000,000.00 = 25%
- Lebih dari Rp 500,000,000.00 = 30%

**D.4.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi**

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\
 &= 593,992,229,841 - 24,969,314,996 \\
 &= \text{Rp} \quad 569,022,914,845.24
 \end{aligned}$$

**Tabel D.12** Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80% dan 100%

Tahun ke-	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	60%	341,413,748,907.14
2	80%	455,218,331,876.19
3	100%	569,022,914,845.24

**D.4.3.2 Investasi**

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

**Tabel D.13** Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 6.30%	Jumlah (Rp)
-2	70%	1.43941E+11	0	143,940,757,036
-1	30%	61688895873	9,068,267,693.30	70,757,163,566
0			4,457,701,304.66	4,457,701,305
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>219,155,621,907</b>

**Tabel D.14** Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 2.19%	Jumlah (Rp)
-2	30%	26438098231	0	26,438,098,231
-1	70%	61688895873	578,994,351.26	62,267,890,224
0			1,363,666,795.91	1,363,666,796
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>90,069,655,251</b>

Total investasi pada akhir masa konstruksi = Modal sendiri + Modal pinjaman

$$= \text{Rp} \quad 309,225,277,158$$

Perhitungan harga penjualan

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.2, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

$$\text{Hasil penjualan produk} = \text{Rp} \quad 752,650,258,220$$

**D.4.4 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)**

*Internal rate of return* berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran

Cara yang dilakukan adalah *trial "I"*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum_{n=1}^{40} \frac{CF_n}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana :  $n$  = tahun  
 $CF$  = cash flow pada tahun ke-n

**Tabel D.15 Trial Laju Bunga (i)**

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i =	16.53%
0	-2.49693E+11	1.00	-	249,693,149,961
1	31118391409	0.86		26,704,529,904
2	58759172066	0.74		43,272,428,015
3	86399952724	0.63		54,603,049,653
4	88332905309	0.54		47,906,418,871
5	90265857894	0.47		42,010,950,235
6	1.3603E+11	0.40		54,330,196,905
7	1.3603E+11	0.34		46,623,951,377
8	1.3603E+11	0.29		40,010,766,863
9	1.3603E+11	0.25		34,335,602,575
10	1.3603E+11	0.22		29,465,408,855
11	1.3603E+11	0.19		25,286,007,929
12	1.3603E+11	0.16		21,699,417,108
13	1.3603E+11	0.14		18,621,551,656
14	1.3603E+11	0.12		15,980,253,495
15	1.3603E+11	0.10		13,713,599,515
16	1.3603E+11	0.09		11,768,449,839
17	1.3603E+11	0.07		10,099,201,996
18	1.3603E+11	0.06		8,666,721,817
19	1.3603E+11	0.05		7,437,425,955
20	1.3603E+11	0.05		6,382,494,558
<b>Jumlah</b>		1.00		309,225,277,158

Dari perhitungan diperoleh nilai I sebesar **16.53% per tahun.**

Harga I yang diperoleh lebih besar daripada harga I untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa **pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku**

**Bunga bank sebesar 6.30%**

#### **D.4.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT)**

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

**Tabel D.16 Cummulative Cash Flow**

<b>Tahun ke-n</b>	<b>Cummulative Cash Flow (Rp)</b>
0	-249,693,149,961
1	-218,574,758,553
2	-159,815,586,486
3	-73,415,633,762
4	14,917,271,547
5	105,183,129,441
6	241,213,064,302
7	377,242,999,163
8	513,272,934,024
9	649,302,868,885
10	785,332,803,746

Berdasarkan tabel di atas, untuk modal akhir masa = Rp **309,225,277,158** konstruksi

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 6 dan 7

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = **6.50** tahun

#### **D.5.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)**

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

**Tabel D.17 Biaya FC, VC, SVC, dan S**

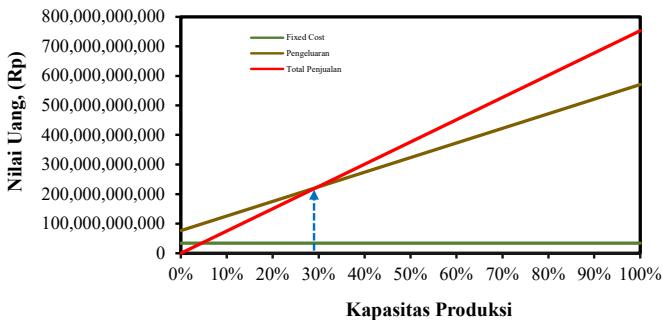
<b>No</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Jumlah (Rp)</b>
1	<b>Biaya Tetap (FC)</b>	<b>34,207,961,544.69</b>
2	<b>Biaya Variabel (VC)</b>	
	● Bahan baku	325,238,905,000.00
	● Utilitas	59,399,222,984.14
	● Royalty	11,879,844,597
	<b>TOTAL VC</b>	<b>396,517,972,581</b>
3	<b>Biaya Semivariabel (SVC)</b>	
	● Gaji karyawan	25,847,684,640
	● Pengawasan	2,584,768,464
	● Pemeliharaan dan perbaikan	7,490,794,499
	● <i>Operating Supplies</i>	749,079,450
	● Laboratorium	2,584,768,464
	● Pengeluaran umum	71,279,067,581
	● <i>Plant Overhead Cost</i>	29,699,611,492
	<b>TOTAL SVC</b>	<b>140,235,774,590</b>
4	<b>Total Penjualan (S)</b>	<b>752,650,258,220</b>

$$BEP = \frac{FC + (0.3)SVC}{S - (0.7 SVC) - VC} \times 100 \quad \%$$

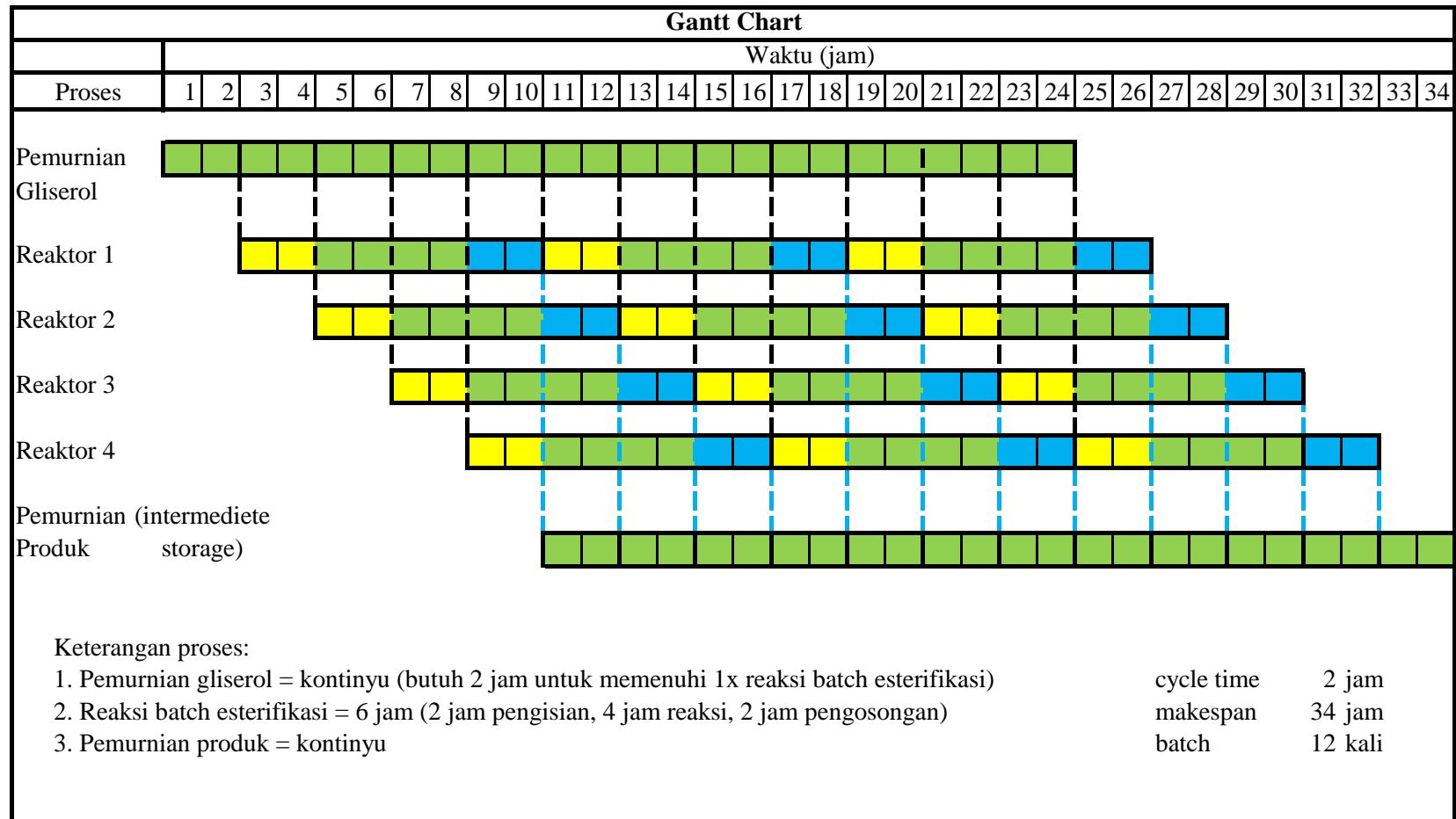
$$= 29.57 \%$$

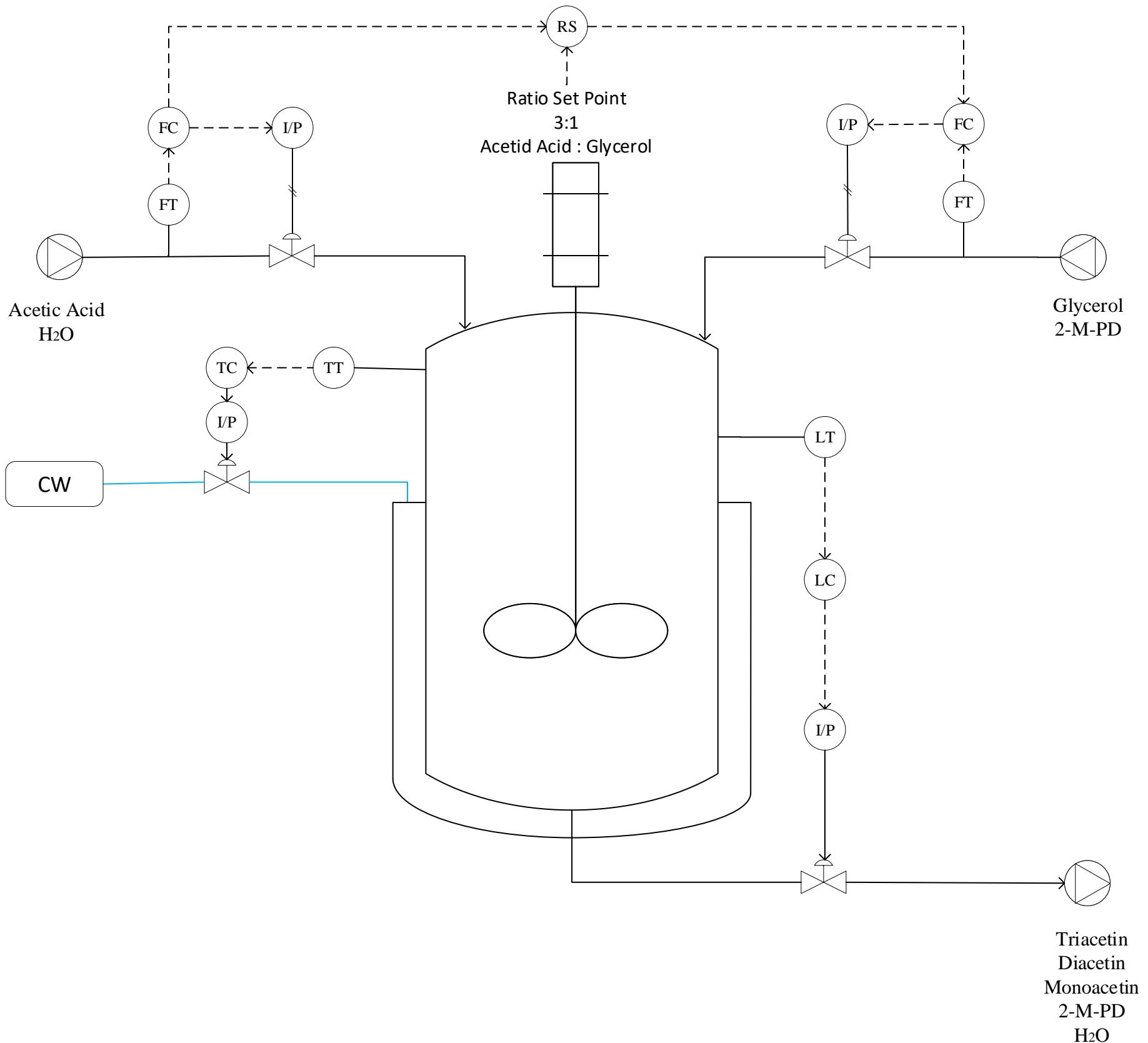
**Tabel D.18** Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	34,207,961,544.69	34,207,961,544.69
Total Pengeluaran (Rp)	76,278,693,921.61	570,961,708,715.40
Total Penjualan (Rp)	0	752,650,258,219.82



**Gambar D.2** Grafik Break Even Point





#### KONEKTIVITAS UTILITAS

#### Cooling Water

- (FT) Flow Transmitter
- (FC) Flow Controller
- (I/P) Pressure Converter
- (LT) Level Transmitter
- (LC) Level Controller
- (TC) Temperature Controller
- (TT) Temperature Transmitter

#### PENGERTIAN GARIS PENGHUBUNG

- Laju Aliran Fluida
- - - Sinyal Elektrik
- Sinyal Pneumatic
- Input
- Output

#### Digambar Oleh :

- 1. Dwi Arimbi Wardaningrum NRP. 0221164000003
- 2. Muhammad Iqbal Fauzie NRP 02211640000093

#### Dosen Pembimbing :

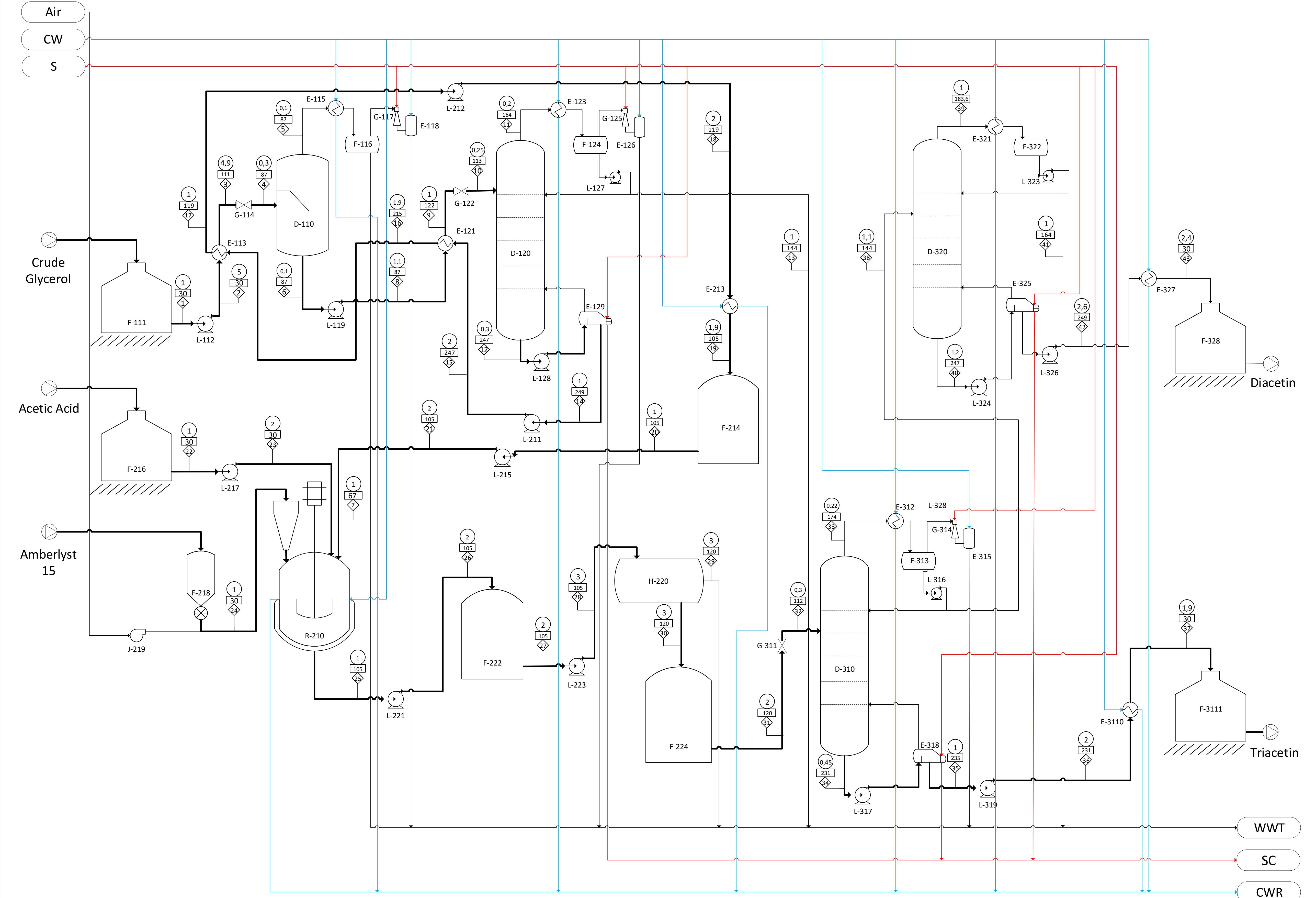
- 1. Dr. Ir. Susianto, DEA NIP. 196208201989031000
- 2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc NIP. 195108041974121001

#### PRA DESAIN PABRIK TRIACETIN DARI PRODUK SAMPING PRODUKSI BIODESEL (CRUDE GLYCEROL)



DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

# PRA DESAIN PABRIK TRIACETIN (TRIACETYL GLYCEROL) DARI PRODUK SAMPING BIODIESEL (CRUDE GLYCEROL)



## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Dwi Arimbi Wardaningrum**, lahir di Gresik pada tanggal 24 Juni 1998. Penulis merupakan mahasiswa S1 Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Sebelum memulai pendidikan S1 di Teknik Kimia ITS, penulis bersekolah di SMA Negeri 1 Gresik. Selain aktif dalam kegiatan akademik, penulis juga aktif dalam kegiatan non akademik seperti kepanitiaan dan organisasi. Penulis mendapatkan pengalaman kerja praktik di PT. Petrokimia Gresik Tbk. Penulis bersama partner, Muhammad Iqbal Fauzie memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa untuk Tugas Akhir Pra Desain Pabrik dengan judul “**Pra Desain Pabrik Triacetin dari Produk Samping Produksi Biodiesel (*Crude Glycerol*)**” di bawah bimbingan Dr. Ir Susianto, DEA dan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. Untuk kepentingan korespondensi penulis dapat dihubungi pada alamat email [dwiarimbi2@gmail.com](mailto:dwiarimbi2@gmail.com).

## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Muhammad Iqbal Fauzie**, lahir di Samarinda pada tanggal 23 Juni 1998. Penulis merupakan mahasiswa S1 Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Sebelum memulai pendidikan S1 di Teknik Kimia ITS, penulis bersekolah di SMA Negeri 3 Samarinda. Selain aktif dalam kegiatan akademik, penulis juga aktif dalam kegiatan non akademik seperti kepanitiaan dan organisasi. Penulis mendapatkan pengalaman kerja praktik di PT. Petrokimia Gresik Tbk. Penulis bersama partner, Dwi Arimbi Wardaningrum memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa untuk Tugas Akhir Pra Desain Pabrik dengan judul "**Pra Desain Pabrik Triacetin dari Produk Samping Produksi Biodiesel (*Crude Glycerol*)**" di bawah bimbingan Dr. Ir Susianto, DEA dan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. Untuk kepentingan korespondensi penulis dapat dihubungi pada alamat email [fauzieiqbal21@gmail.com](mailto:fauzieiqbal21@gmail.com).