



**PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI KULIT KAKAO
DENGAN FERMENTASI EKSTRAKTIF SEL TERIMOBILISASI**

TUGAS AKHIR PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Navisa Ayudia Putri

NIM 181910401046

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA

JURUSAN TEKNIK MESIN

FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS JEMBER

2022



**PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI KULIT KAKAO
DENGAN FERMENTASI EKSTRAKTIF SEL TERIMOBILISASI**

SKRIPSI

Diajukan guna melengkapi tugas akhir dan memenuhi salah satu syarat untuk menyelesaikan Program Studi Teknik Kimia (S1)

Oleh :

Diana Fitriati	181910401022
Farosatun Nafisah	181910401040
Navisa Ayudia Putri	181910401046

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS JEMBER**

2022

PERSEMBAHAN

Dengan menyebut nama Tuhan Yang Maha Esa, tugas akhir berjudul “Prarancangan Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi”, dengan penuh kerendahan hati kami persembahkan sebagai wujud terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua dan seluruh keluarga saya yang selalu mendukung dan mendoakan.
2. Bapak Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jember, serta selaku dosen penguji utama.
3. Ibu Rizki Fitria Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing utama.
4. Ibu Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing anggota.
5. Ibu Helda Wika Amini, S.Si., M.Si., M.Sc., selaku dosen penguji anggota.
6. Seluruh dosen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember.
7. Program studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember.
8. Seluruh teman-teman dari kami bertiga.

MOTTO

“Tidak masalah jika anda berjalan lambat, asalkan anda tidak pernah berhenti berusaha”.

(Cofucius)



SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI KULIT KAKAO
DENGAN FERMENTASI EKSTRAKTIF SEL TERIMOBILISASI**

Oleh :

Diana Fitriati 181910401022

Farosatun Nafisah 181910401040

Navisa Ayudia Putri 181910401046

Pembimbing :

Dosen Pembimbing Utama : Rizki Fitria Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D.

Dosen Pembimbing Anggota : Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri, S.T., M.T.

PERNYATAAN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama Mahasiswa 1 : Diana Fitriati

NIM : 181910401022

Nama Mahasiswa 2 : Farosatun Nafisah

NIM : 181910401040

Nama Mahasiswa 3 : Navisa Ayudia Putri

NIM : 181910401046

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tugas akhir prarancangan pabrik yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi”** adalah benar-benar hasil karya sendiri, kecuali jika dalam pengutipan substansi disebutkan sumbernya, dan belum pernah diajukan pada institusi manapun, serta bukan karya jiplakan. Saya bertanggung jawab atas keabsahan dan kebenaran isinya sesuai dengan sikap ilmiah yang harus dijunjung tinggi.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya, tanpa adanya tekanan dan paksaan dari pihak mana pun serta bersedia mendapat sanksi akademik jika ternyata di kemudian hari pernyataan ini tidak benar.

Jember, 22 Oktober 2022

Yang menyatakan,

Mahasiswa 1



Diana Fitriati
181910401022

Mahasiswa 2



Farosatun Nafisah
181910401040

Mahasiswa 3



Navisa Ayudia Putri
181910401046

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi berjudul “Prarancangan Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi” telah diuji dan disahkan pada :

Hari, tanggal : Senin, 28 November 2022

Tempat : Ruang Dosen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember

Pembimbing,

Pembimbing I

Pembimbing II



Rizki Fitria Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D
NRP. 760018089



Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri, S.T., M.T
NIP. 19941221201903218

Penguji,

Penguji I

Penguji II



Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph.D., IPM
NIP. 197409011999031002



Helda Wika Amini, S.Si., M.Si., M.Sc
NRP. 760018071

Mengesahkan

Dekan Fakultas Teknik Universitas Jember,



Dr. Ir. Sriwahjo Hardianto, S.T., M.T
NIP. 197008261997021001

RINGKASAN

Prarancangan Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi; Diana Fitriati (181910401022), Farosatun Nafisah (181910401040) dan Navisa Ayudia Putri (181910401046); 2022; 501 halaman; Program Studi S1 Teknik Kimia, Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Jember.

Biobutanol dengan rumus kimia C_4H_9OH yaitu n-butanol yang terbuat dari bahan alam yang bersifat *renewable*. Pembuatan biobutanol dengan tujuan untuk menghemat menggunakan bahan bakar fosil yang setiap tahun keberadaannya terus berkurang. Proses pembuatan biobutanol dengan bahan baku kulit kakao untuk menghasilkan gula pereduksi dan dilakukan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi. Bahan baku kulit kakao diperoleh dari delapan provinsi penghasil kakao terbesar di Indonesia yang terletak berdekatan dengan lokasi pabrik. Proses utama pembuatan biobutanol dari kulit kakao yaitu ekstraksi pektin sebagai produk samping, *pretreatment* untuk menghilangkan kandungan lignin, hidrolisis untuk produksi gula pereduksi (glukosa dan xylosa), prekulturan untuk memperbanyak bakteri *Clostridium Saccharoperbutylacetonicum N1-4*, pembutaan sel terimobilisasi, fermentasi *fed batch* dengan waktu 96 jam/*batch*, dekanter untuk pemisahan TYA, dan dilanjutkan proses distilasi, sehingga menghasilkan produk n-butanol sebanyak 16.034,231 ton/tahun. Evaluasi ekonomi pabrik biobutanol ini laba kotor sebesar Rp31.576.137.888.939, laba bersih sebesar Rp20.524.489.627.811, total penjualan Rp42.248.832.876.000 serta menghabiskan modal kerja atau *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp126.790.069.444., biaya total produksi (TPC) sebesar Rp10.672.694.987.061. Nilai ROI 28,57%, nilai POT yaitu 3,1493 tahun dan nilai BEP sebesar 50,76%. Hasil evaluasi ekonomi disimpulkan bahwa pabrik biobutanol dari kulit kakao layak untuk didirikan karena mempunyai indikator ekonomi yang menguntungkan.

Kata Kunci: biobutanol, fermentasi ekstraktif, sel terimobilisasi.

PRAKATA

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya yang berupa nikmat kesehatan jasmani maupun rohani sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “Prarancangan Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi”.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk memenuhi persyaratan menyelesaikan pendidikan Program Studi S1 Teknik Kimia Jurusan Teknik Mesin Fakultas Teknik Universitas Jember. Keberhasilan dalam menyusun tugas akhir prarancangan pabrik ini tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak yang telah membantu baik secara moril maupun materiil. Oleh karena itu, penyusun mengucapkan terimakasih kepada semua pihak yang telah memberikan pengarahan, bimbingan dan bantuan yang sangat berarti bagi penyusun sehingga laporan ini dapat diselesaikan dengan baik, maka pada kesempatan ini dengan kerendahan hati dan rasa hormat yang dalam penyusun menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah Subhanahu Wa Ta'ala atas limpahan rahmat dan karuniaNya, penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir perancangan pabrik ini;
2. Ayah Suyadi, dan Ibu Husnul Hotimah selaku kedua orang tua saya serta seluruh keluarga yang senantiasa memberikan do'a dan dukungan;
3. Bapak Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jember, serta dosen penguji utama yang rela meluangkan waktu untuk mengoreksi dan memberikan masukan;
4. Ibu Rizki Fitria Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing utama dan Ibu Ditta Kharisma Yolanda Putri, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing anggota yang telah meluangkan waktu, pikiran, dan perhatian kepada pemulis;
5. Ibu Helda Wika Amini, S.Si., M.Si., M.Sc., selaku dosen penguji anggota, yang rela meluangkan waktu untuk mengoreksi dan memberikan masukan;

6. Seluruh dosen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember yang telah memberikan ilmunya kepada penulis;
7. Seluruh jajaran civitas akademika Fakultas Teknik, Universitas Jember yang telah memberikan dukungan selama penyusunan tugas akhir;
8. Diana Fitriati dan Farosatun Nafisah selaku rekan tim yang senantiasa bekerja sama dalam menyelesaikan tugas akhir ini;
9. Diana Fitriati, Farosatun Nafisah, Indah Wahyuningtyas, Della Ainurrohma, dan Nur Fadilah selaku tim perancangan pabrik biobutanol yang terus memberikan semangat dan bekerja sama dalam penyusunan serta penyelesaian laporan tugas akhir;
10. Muhammad Firza Fahreza selaku partner hidup selama di Jember yang selalu menjadi pendengar dan penasihat dalam penyelesaian tugas akhir ini;
11. Filial Ahliana Rahmaniayah dan yang telah membantu dalam penyediaan printer dan seluruh kelengkapan dalam penyelesaian tugas akhir ini;
12. Aulia Melati, Saidzatul Istiqomah, Nazar, Fajar, Inun, Jon, Lutsi, Rana, Liony, Rizza, Dhea Kana, Hendrik, dan Billa selaku sahabat yang menemani dan mengajari saya banyak hal tentang kehidupan sejak menjadi mahasiswa baru hingga saat ini.
13. Serta semua pihak yang telah membantu.

Penulis menyadari bahwa penulisan tugas akhir prarancangan pabrik ini masih banyak kekurangan dan jauh dari sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif dalam penulisan tugas akhir prarancangan pabrik, serta bermanfaat untuk kepentingan kita semua demi perbaikan di masa yang akan datang.

Jember, 22 Oktober 2022

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	i
HALAMAN JUDUL	ii
PERSEMBAHAN	iii
MOTTO	iv
PERNYATAAN	vi
HALAMAN PENGESAHAN	vii
RINGKASAN	viii
PRAKATA	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiv
BAB 1. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.2.3 Lokasi Pabrik	6
1.3 Proses-Proses Pembuatan Butanol.....	9
1.3.1 Proses Fermentasi ABE	9
1.3.2 Fermentasi Ekstraktif	13
1.3.3 Kondensasi Aldol.....	15
1.4 Pemilihan Proses Fermentasi Sel Imobilisasi	15
BAB 2. URAIAN PROSES	19
2.1 Uraian Proses	19
2.1.1 Preparasi Bahan.....	19
2.1.2 Ekstraksi Pektin	19
2.1.3 <i>Pretreatment</i>	20
2.1.4 Hidrolisis Enzimatik	20
2.1.5 <i>Refresh</i>	22
2.1.6 Proses <i>Preculture</i>	22

2.1.7 Fermentasi Ekstraktif (<i>Fed-Batch</i>) Sel Imobilisasi	23
2.1.8 Distilasi	23
BAB 3. SPESIFIKASI BAHAN	24
3.1 Bahan Baku	24
3.2 Bahan Pembantu	25
3.3 Produk	34
BAB 4. DIAGRAM ALIR	36
4.1. <i>Block Flow Diagram</i>	36
4.2 <i>Process Flow Diagram</i>	37
BAB 5. NERACA MASSA	38
BAB 6. NERACA PANAS	53
BAB 7. SPESIFIKASI ALAT	69
BAB 8. UTILITAS	93
8.1 <i>Heat Exchanger Network (HEN)</i>	94
8.1.1 Menentukan Data Aliran Panas dan Dingin	94
8.1.2 Membuat Stream Population	95
8.2 Unit Penyediaan Air	101
8.2.1 Utilitas Air	101
8.2.2 Air Sanitasi	103
8.2.3 Air Pendingin	104
8.2.4 Air Umpan <i>Boiler</i>	106
8.2.5 Air Umpan Proses	108
8.3 Utilitas Steam	109
8.4 Utilitas Listrik	110
8.5 Utilitas Bahan Bakar	110
8.6 Pengolahan Limbah	111
BAB 9. MANAJEMEN PABRIK	114
9.1 Organisasi Pabrik	114
9.2 Struktur Organisasi Pabrik	114
9.3 Tugas dan Wewenang	118
9.3.1 Pemegang Saham	118
9.3.2 Dewan Komisaris	118
9.3.3 Direktur Utama	118
9.3.4 Kepala Bagian	119

9.3.5 Kepala Seksi.....	121
9.4 Status Karyawan	121
9.5 Golongan dan Jabatan Karyawan.....	122
9.6 Tata Letak Pabrik.....	124
BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN	127
10.1 Analisis Ekonomi.....	127
10.1.1 Modal Investasi (<i>Capital Investment</i>).....	127
10.1.2 Modal Kerja/ <i>Working Capital Investment (WCI)</i>	127
10.1.3 Biaya Produksi Total/ <i>Total Production Cost (TPC)</i>	128
10.2 Evaluasi Ekonomi	129
10.2.1 Laba Kotor	129
10.2.2 Laba Bersih.....	130
10.2.3 Laju Pengembalian Modal/ <i>Return On Investment (ROI)</i>	130
10.2.4 Waktu Pengembalian Modal/ <i>Pay Out Time (POT)</i> :	130
10.2.5 Titik Impas/ <i>Break Event Point (BEP)</i>	130
10.3 Faktor Keselamatan	132
BAB 11. KESIMPULAN	136
DAFTAR PUSTAKA	138
APPENDIX	141

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Daerah Produsen dan Kapasitas Kakao di Indonesia.....	4
Tabel 1. 2 Hasil Proyeksi Ketersediaan Kakao di Indonesia 2020-2024.....	5
Tabel 1. 3 Perbandingan Proses Produksi n-butanol.....	17
Tabel 5. 1 Komposisi <i>Feed</i> Kulit Kakao	38
Tabel 5. 2 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-110).....	38
Tabel 5. 3 Neraca Massa <i>Hammer Mill</i> (C-120).....	39
Tabel 5. 4 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-130)	39
Tabel 5. 5 Neraca Massa <i>Pneumatic Conveyor</i> (J-131).....	40
Tabel 5. 6 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140).....	40
Tabel 5. 7 Neraca Massa Filter (H-142).....	41
Tabel 5. 8 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150).....	41
Tabel 5. 9 Neraca Massa Filter (H-151).....	42
Tabel 5. 10 Neraca Massa <i>Belt Conveyor Dryer</i> (B-160)	42
Tabel 5. 11 Neraca Massa <i>Ball Mill</i> (C-16)	43
Tabel 5. 12 Neraca Massa Reaktor <i>Pretreatment</i> (R-170).....	43
Tabel 5. 13 Neraca Massa Filter (H-173)	44
Tabel 5. 14 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (R-180)	44
Tabel 5. 15 Neraca Massa Filter (H-181).....	45
Tabel 5. 16 Neraca Massa Reaktor Prekultur (R-210).....	46
Tabel 5. 17 Neraca Massa Tangki Na-Alginat (R-220).....	47
Tabel 5. 18 Neraca Massa <i>Beads</i> (R-230).....	47
Tabel 5. 19 Neraca Massa Filter (H-231).....	48
Tabel 5. 20 Neraca Massa Fermentor (R-240).....	48
Tabel 5. 21 Neraca Massa Filter (H-241).....	49
Tabel 5. 22 Neraca Massa Dekanter (X-250).....	50
Tabel 5. 23 Neraca Massa Distilasi (D-310).....	51
Tabel 5. 24 Neraca Massa Distilasi II (D-320)	51
Tabel 5. 25 Neraca Massa Distilasi III (D-330).....	52

Tabel 6. 1 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)	53
Tabel 6. 2 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-143)	54
Tabel 6. 3 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)	55
Tabel 6. 4 Neraca Panas <i>Belt Conveyor Dryer</i> (B-160).....	55
Tabel 6. 5 Neraca Panas Reaktor <i>Pretreatment</i> (R-170).....	56
Tabel 6. 6 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-171)	57
Tabel 6. 7 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis (R-180).....	57
Tabel 6. 8 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-181)	58
Tabel 6. 9 Neraca Panas Reaktor Prekultur (R-210).....	59
Tabel 6. 10 Neraca Panas Tangki Na-Alginat (R-220).....	60
Tabel 6. 11 Neraca Panas <i>Beads</i> (M-230).....	61
Tabel 6. 12 Neraca Panas Reaktor Fermentor (R-240)	62
Tabel 6. 13 Neraca Panas Distilasi I (D-310)	63
Tabel 6. 14 Neraca Panas Kondensor (E-311).....	64
Tabel 6. 15 Neraca Panas <i>Reboiler</i> (E-312).....	64
Tabel 6. 16 Neraca Panas Distilasi II (D-310)	65
Tabel 6. 17 Neraca Panas Kondensor (E-321).....	66
Tabel 6. 18 Neraca Panas <i>Reboiler</i> (E-322).....	66
Tabel 6. 19 Neraca Panas Distilasi III (D-330).....	67
Tabel 6. 20 Neraca Panas Kondensor (E-331).....	67
Tabel 6. 21 Neraca Panas <i>Reboiler</i> (E-332).....	68
Tabel 8. 1 Data Aliran Panas Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao	95
Tabel 8. 2 Data Aliran Dingin Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao.....	95
Tabel 8. 3 Analisis Interval Temperatur	96
Tabel 8. 4 Kebutuhan Air Pendingin Pabrik Mula-Mula.....	104
Tabel 8. 5 Aliran Air Pendingin HEN.....	105
Tabel 8. 6 Kebutuhan Air Proses	108
Tabel 9. 1 Pembagian Kelompok Shift Kerja Selama 8 Hari	122
Tabel 9. 2 Gaji Karyawan Berdasarkan Penggolongan Jabatan	123
Tabel 10. 1 Modal Investasi Tetap	127
Tabel 10. 2 Biaya Produksi Langsung	128

Tabel 10. 3 Tabel Biaya Tetap	128
Tabel 10. 4 Pengeluaran Umum.....	129
Tabel 10. 5 SVC (<i>Semi Variable Cost</i>)	130
Tabel 10. 6 VC (<i>Variable Cost</i>)	131
Tabel 10. 7 Parameter Evaluasi Ekonomis	131



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Peta lokasi pembangunan pabrik biobutanol.....	7
Gambar 1. 2 Proses Perubahan Lignoselulosa Menjadi Selulosa	10
Gambar 1. 3 Representasi Skema Jalur Mikroba Asam dan Pelarut untuk Fermentasi Pembentukan ABE pada Spesies <i>clostridia</i>	13
Gambar 8. 1 <i>Stream Population</i>	96
Gambar 8. 2 <i>Cascade Diagram</i>	97
Gambar 8. 3 <i>Heat Exchanger Network</i>	98
Gambar 9. 1 Bagan Organisasi Pabrik Biobutanol	117
Gambar 9. 2 Tata Letak Pabrik Biobutanol	125
Gambar 9. 3 Tata Letak Alat Pabrik Biobutanol.....	126

BAB 1. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri yang berkembang merupakan bagian dari pembangunan ekonomi demi menciptakan struktur ekonomi yang lebih seimbang dan lebih kokoh. Seiring dengan perkembangan tersebut, kebutuhan akan bahan baku juga mengalami peningkatan sehingga dalam dunia industri diharapkan dapat menemukan penemuan baru agar perkembangan industri berkembang pesat khususnya industri kimia (Benyadit dan Muktiarto, 2012).

Indonesia merupakan salah satu negara yang kaya akan energi fosil, yang meliputi minyak, gas bumi dan batu bara. Ketergantungan bahan bakar fosil di era saat ini merupakan masalah yang serius. Ketergantungan bahan bakar fosil di era saat ini merupakan masalah yang serius. Dalam kesehariannya, masyarakat mengkonsumsi energi semakin hari semakin meningkat. Hal inilah yang menyebabkan terus bertambahnya permintaan energi. Menurut data dari Direktur Jendral Energi Baru Terbarukan dan Konversi Energi (EBTKE), bahwa saat ini cadangan batu bara sekitar 7,3 – 8,3 milyar ton di tahun 2026 akan habis. 3,7 milyar barrel stok minyak bumi di tahun 2028 akan habis. Cadangan bahan bakar gas sekitar 151,33 *Trillion Cubic Feet* (TCF) di tahun 2067 akan habis (Afriyanti, dkk).

Biofuel merupakan alternatif pengganti bahan bakar yang paling populer dan banyak dipelajari di berbagai negara. Biofuel memiliki peluang untuk memproduksi energi tanpa meningkatkan kadar karbon di atmosfer karena berbagai tanaman yang digunakan untuk memproduksi biofuel mengurangi kadar karbondioksida di atmosfer, dengan begitu biofuel lebih bersifat carbon neutral. Penggunaan biofuel juga mengurangi ketergantungan pada bahan bakar minyak bumi dan meningkatkan keamanan energi. Biobutanol menjadi pilihan yang menjanjikan karena memiliki beberapa keunggulan dibandingkan bioetanol. Butanol pada umumnya digunakan sebagai bahan baku polimer, pelarut, dan

plastik. Namun butanol juga berperan baik sebagai bahan bakar jika dibandingkan dengan etanol sebab butanol memiliki beberapa karakteristik kimia dan fisika yang lebih mirip dengan bensin seperti bilangan oktan yang dekat dengan bensin sehingga campuran bensin dan biobutanol lebih ekonomis daripada bensin campuran bioetanol, butanol tidak larut dalam air sehingga tidak akan menyebabkan korosi, secara lingkungan biobutanol lebih aman dari pada bioetanol sebab jika tumpah tidak mudah mencemari air tanah karena sifatnya yang menolak air (Aryasta & Baking, 2019).

Kebutuhan n-butanol di dalam maupun luar negeri terus meningkat setiap tahunnya, tetapi produksi di dalam negeri masih sangat minim dikarenakan bahan baku yang digunakan untuk menghasilkan n-butanol sendiri sangatlah mahal. Maka dari itu, perlu didirikannya industri atau pabrik butanol dengan inovasi terbaru menggunakan bantuan makhluk hidup yang biasa kita kenal dengan sebutan biobutanol. Dalam petrokimia, n-butanol atau disebut juga butil alkohol dapat diproduksi dengan menggunakan tiga proses industri yaitu propilena sintesis oxo, konversi n-butanol dari etanol dan sintesis-Reppe (Muharja dan Darmayanti, 2021).

Menurut Huzir (2018), di antara ketiga metode tersebut yang paling banyak digunakan dalam industri yaitu sintesis oxo sebagai aliran umpan menggunakan propena, sintesis gas dan katalis. Selain karakteristiknya yang unggul untuk digunakan sebagai biofuel cair, butanol juga banyak digunakan sebagai pelarut di banyak industri seperti cat, hidrolis cairan rem bahan tinta dan zat antara untuk banyak bahan kimia (Ibrahim, 2018).

1.2 Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas pabrik ditinjau dari beberapa faktor yaitu faktor impor-ekspor, ketersediaan pabrik atau produsen yang sudah ada di Indonesia, dan ketersediaan bahan baku. Perancangan pabrik biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi meninjau kapasitas perancangan melalui ketersediaan bahan baku yaitu kulit kakao. Penentuan ini berdasarkan pemanfaatan bahan baku secara optimum dan juga untuk menghindari kelangkaan bahan baku.

Ketersediaan kulit kakao yang dijadikan pasokan bahan baku berada di delapan provinsi yang terletak strategis dengan lokasi pabrik yaitu berasal dari

Sulawesi Tengah, Sulawesi Selatan, Sulawesi Tenggara, Sulawesi Barat, Lampung, Sumatera Barat dan Sumatera Utara sebanyak 1.665.438,39 ton/tahun. Ketersediaan kulit kakao tersebut dinilai cukup memadai untuk memproduksi biobutanol. 1.665.438,39 ton/tahun atau dengan produksi atau 210.282,625 kg/jam.

Produksi biobutanol dengan kapasitas 4008,5576 ton/tahun sebagai salah satu pemasok kebutuhan pasar butanol. Keberadaan produksi butanol di Indonesia hanya tersedia di PT.Oxo Nusantara dengan kapasitas produksi 1.000 ton/tahun. Adanya produksi biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi diharapkan dapat membantu memenuhi kebutuhan butanol di Indonesia.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan Biobutanol yaitu kulit kakao, *potato*, oleil alkohol-tributylin, bakteri *Clostridium Saccharoperbutylaceticum* N1-4, dan air. Bahan pendukung produksi biobutanol terdiri dari asam sitrat, *ammonium sulfat*, CaCO_3 , *tryptone bacto*, NaCl , *aquadest*, HCL , NaOH , CaCL_2 , KOH , KH_2PO_4 (*technical grade*), $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (*technical grade*), *yeast extract*, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*), $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*), $\text{CH}_3\text{COONH}_4$ (*technical grade*), $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*), glukosa, *oleil alcohol-tributylin* dan natrium alginat, *yeast extract*, enzim selulase, etanol.

Ketersediaan bahan baku utama dapat diperoleh dari perkebunan kakao yang ada di Indonesia. Luas perkebunan kakao terbesar di Indonesia yaitu Sulawesi Tengah dengan luas mencapai 278.000 ha sehingga pada tahun 2020 Sulawesi Tengah dinobatkan sebagai wilayah dengan hasil kakao terbesar di Indonesia dengan total produksi sebesar 128.617 ton. Diikuti dengan daerah Sulawesi tenggara dengan luas kebun coklat mencapai 264.296 ha di tahun 2020. Data daerah penghasil kakao yang dijadikan sebagai sumber bahan baku pembuatan biobutanol disajikan pada tabel berikut. Luas dari delapan daerah penghasil kakao mencapai 1.163.304 ha (Kompas.com, 2020).

Berat kulit kakao berkisar antara 70-75% dari total berat buah kakao. Sehingga 1 ton kakao menghasilkan 700-750 kg kulit kakao (Rambat *et al*, 2015).

Menurut Departemen Perindustrian (2007) luas lahan kakao sekitar 992.448 ha

dapat menghasilkan biji kakao sekitar 465.000 ton/tahunnya, jika luas dari delapan daerah berikut mencapai 1.163.304 ha dapat menghasilkan kulit kakao kurang lebih sekitar 1.665.438,39 ton/tahunnya.

Tabel 1. 1 Daerah Produsen dan Kapasitas Kakao di Indonesia

Produsen dan Lokasi	Kapasitas (Ton)
Sulawesi Tengah	125.474
• Kab. Parigi Moutong	• 25.653
• Kab. Poso	• 24.409
• Kab. Sigi Biromaru	• 19.354
• Kab. Donggala	• 17.375
• Kab. Banggai	• 14.525
• Kab. Morowali Utara	• 5.870
• Kab. Toja Una Una	• 5.197
• Lainnya	• 13.091
Sulawesi Selatan	124.952
• Kab. Luwu Utara	• 26.406
• Kab. Luwu	• 24.640
• Kab. Wajo	• 10.700
• Kab. Bone	• 10.692
• Kab. Pinrang	• 10.556
• Kab. Luwu Timur	• 9.975
• Kab. Soppeng	• 7.310
• Kab. Sidenreng Rappang	• 5.891
• Kab. Bulukumba	• 4.552
• Kab. Enrekang	• 3.289
• Lainnya	• 10.941
Sulawesi Tenggara	123.089
• Kab. Kolaka Utara	• 50.065
• Kab. Kolaka Timur	• 30.989

• Kab. Kolaka	• 9.512
• Kab. Konawe	• 9.261
• Kab. Konawe Selatan	• 8.530
• Kab. Muna Barat	• 4.819
• Lainnya	• 9.913
Sulawesi Barat	71.374
Lampung	58.868
Sumatera Barat	43.593
Aceh	41.648
Sumatera utara	35.775

Sumber : Pusat data statistik dan pusdatin (2018) dan Kompas.com (2020).

Ketersediaan kakao di Indonesia sebagai bahan baku utama pembuatan biobutanol tidak akan mengalami kelangkaan karena nilai % pertumbuhan bernilai positif. Hasil proyeksi ketersediaan Kakao di Indonesia 2020-2024 disajikan pada tabel berikut (Pusat Data dan system, Outlook kakao 2020).

Tabel 1. 2 Hasil Proyeksi Ketersediaan Kakao di Indonesia 2020-2024

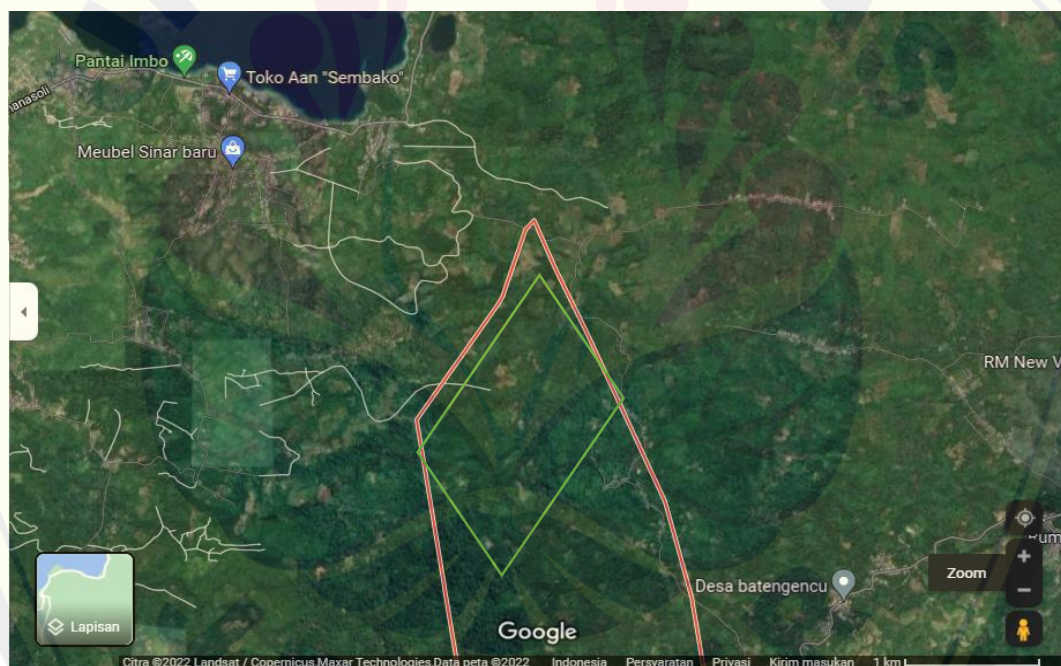
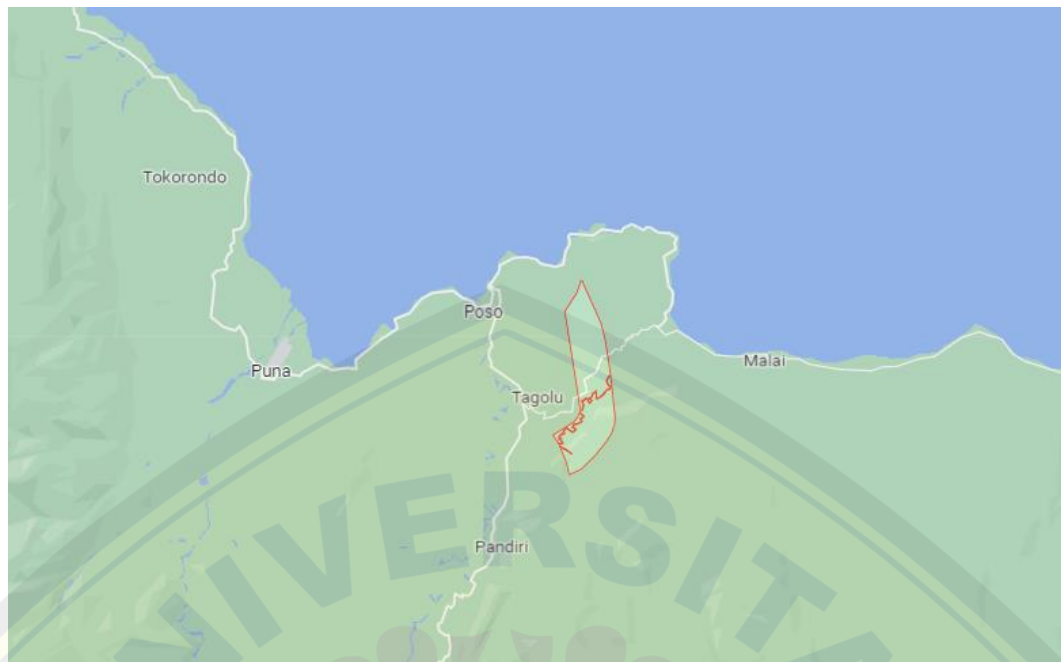
Tahun	Produksi (ton)	Volume Ekspor (Ton)	Volume Impor (Ton)	Ketersediaan (Ton)	Pertumbuhan (%)
2020	780.707	346.325	390.529	824.911	
2021	781.348	344.899	456.741	839.190	8,28
2022	781.222	343.473	522.954	960.703	7,56
2023	781.247	342.047	589.167	1.028.367	7,04
2024	781.242	340.621	655.380	1.096.001	6,58
Rata rata Pertumbuhan (%)				7,36	

Ketersediaan kakao di Indonesia menunjukkan angka positif yaitu sebesar 7,36% pertahun meskipun persen angka pertumbuhan setiap tahunnya mengalami penurunan, ketersediaan kakao setiap tahunnya justru meningkat hingga menyentuh angka 1,09 juta ton di tahun 2024 (Pusat Data dan system, outlook kakao 2020).

Ketersediaan bahan Pendukung seperti ammonium sulfat didapat dari PT. Petrokimia Gresik dengan total produksi 350.000 ton/tahun. Sedangkan CaCO_3 didapat dari PT. Bukit Batu Semesta (Sumatra Barat), PT. Gosindo atau Golden Stone Indonesia (Surabaya) dan PT Damai Mulia Pratama (Yogyakarta). Kebutuhan *Trypto Bacto* didapat dari pasokan *scientific laboratory supplies*, UK dengan harga £1,589.00/10 kg (www.scientificlabs.co.uk, 2022). Glukosa didapat dari PT. Kebutuhan HCl didapat dari PT. Hikam Abadi Indonesia (Sulawesi) dan CV Happuk Jaya, (Sulawesi Utara). NaCl dan KOH disupply dari PT. Wira Kusuma (Sulawesi selatan) serta PT. Indo Daisun Sakti (DKI Jakarta). KH_2PO_4 (*technical grade*), $\text{CH}_3\text{COONH}_4$ (*technical grade*), $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*), $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*) dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*) diimport langsung dari China yaitu *Langfang Huinuo Fine Chemical Co., Ltd.* DNS (*Dinitrosalicylic Acid*) didapat dari *Spectrum Chemical MFG Corp* dengan harga \$6010,00/25 kg. Begitu pula dengan kebutuhan glukosa, natrium alginat dan *yeast extract* (www.spectrumchemical.com).

1.2.3 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam perancangan pabrik karena dapat menentukan kemajuan suatu industri baik di masa sekarang dan masa yang akan datang, selain itu berhubungan dengan nilai ekonomis dari pabrik itu sendiri. Pemilihan lokasi pabrik idealnya dekat dengan sumber bahan baku, daerah yang dapat dijangkau oleh transportasi yang dapat mempermudah distribusi produk ke konsumen dan mempermudah dalam mencari tenaga kerja. Lokasi pabrik biobutanol dari kulit kakao direncanakan akan didirikan di kawasan Desa Sepe, Kecamatan Lage, Kabupaten Poso, Sulawesi Tengah yang ditunjukkan pada gambar sebagai berikut.



Gambar 1. 1 Peta lokasi pembangunan pabrik biobutanol

Berdasarkan faktor-faktor tersebut beberapa pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik pembuatan biobutanol berbahan baku kulit kakao ini adalah sebagai berikut:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan biobutanol ini adalah kulit kakao. Daerah-daerah penghasil utama tanaman kakao di Indonesia adalah Sulawesi Tengah, Sulawesi Selatan, Sulawesi Tenggara, dan sekitarnya seperti di kabupaten Parigi, Poso, Sigi, Donggala, Luwu, Kolaka, Konawe, dan Muna Barat. Bahan baku dapat diperoleh dari Mamia Cokelat Sulteng, Kakao Utama PT Industri, Pabrik Cokelat KUB Sibali Resoe, dan PT. Kalla Kakao Industri. Sebagai cadangan, bahan baku juga bisa diperoleh dari berbagai pabrik kakao yang ada di Pulau Jawa dan luar Jawa.

b. Utilitas

Fasilitas utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik karena area kawasan ini dekat dengan sumber air sungai yaitu dari Sungai Poso. Sarana yang lain seperti bahan bakar dapat dipasok dari PT. Perusahaan Gas Negara (Persero). Kebutuhan listrik merupakan faktor utama dalam operasional pabrik dan dapat diperoleh dari Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) Palu berkapasitas 2x50MW, dan Saluran Udara Tegangan Tinggi (SUTT) 150kV Tawaeli – Talise.

c. Kondisi Transportasi dan Pemasaran

Pengiriman bahan baku dan distribusi produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut. Daerah di kabupaten Poso memiliki fasilitas transportasi darat dan laut yang mudah dicapai sehingga dapat memperlancar kegiatan pemasaran, baik pemasaran internasional maupun domestik.

Pemasaran merupakan salah satu hal yang menjadi pertimbangan penting dalam studi kelayakan proses karena dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Pemasarannya diharapkan untuk membantu mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor. Daerah pemasaran biobutanol sendiri tersebar di seluruh Indonesia dan lokasi pabrik di Kabupaten Poso ini relatif strategis untuk pemasaran produk biobutanol.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan ialah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana, untuk memenuhinya dapat diperoleh dari

daerah sekitar lokasi pabrik dan dari daerah lain yang dinilai berpengalaman . Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat. Hal ini agar tenaga kerja yang dipekerjakan adalah tenaga kerja yang memiliki kompetensi yang cukup agar proses berjalan dengan baik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja tersebut.

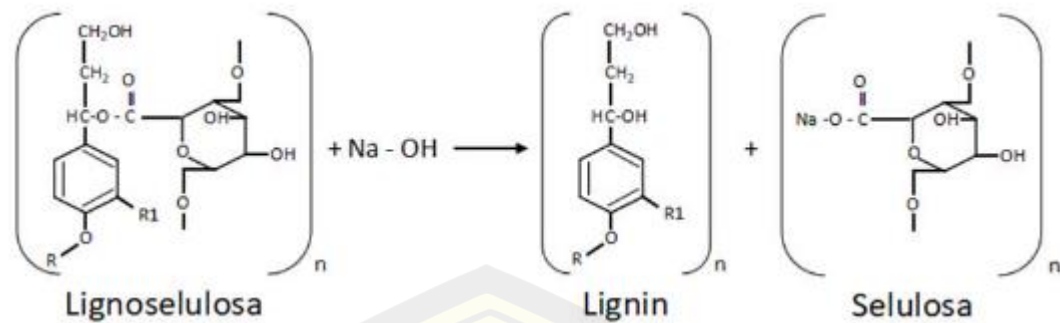
1.3 Proses-Proses Pembuatan Butanol

Ada beberapa proses yang dapat dilakukan dalam pembuatan butanol secara komersial antara lain sebagai berikut.

1.3.1 Proses Fermentasi ABE

Produksi biobutanol melalui proses fermentasi mikroba dinilai lebih unggul dibandingkan dengan proses secara kimia, karena proses fermentasi bersifat lebih ramah lingkungan serta pemanfaatan bahan baku organik yang dapat mengurangi emisi rumah kaca. Produksi biobutanol melalui proses fermentasi mikroba atau Aseton, Butanol, Etanol (ABE) merupakan produksi yang ramah lingkungan yang menggunakan bahan baku lignoselulosa seperti tongkol jagung, jerami, kulit kakao dll karena kelimpahannya sangat tinggi serta kaya akan karbon dan ekonomis (Dharmaraja *et al*, 2020).

Fermentasi menggunakan biomassa (kulit kakao) perlu dilakukan perlakuan awal (*pretreatment*) untuk menghilangkan kandungan lignin yang terkandung pada kulit kakao sehingga mempermudah proses hidrolisis dalam menghasilkan hidrolisat kakao. Proses *pretreatment* kulit kakao menggunakan pelarut basa NaOH 3% dengan hasil degradasi lignin sebesar 99,5% (Muharja, 2020) dilakukan selama 2,5 menit pada suhu 50 °C. Hasil proses *pretreatment* yaitu kulit kakao tanpa lignin yang selanjutnya di alirkan ke tangki hidrolisis. Mekanisme proses *pretreatment* pada kulit kakao yaitu sebagai berikut.

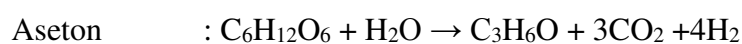


Gambar 1. 2 Proses Perubahan Lignoselulosa Menjadi Selulosa (Kassim et al., 2016).

Hemiselulosa merupakan kelompok polisakarida dengan berat molekul rendah yang keberadaannya terbanyak kedua setelah selulosa. Hemiselulosa mengikat lembaran serat selulosa membentuk mikrofibril yang mengikat stabilitas dinding sel. Hemiselulosa juga berikatan silang dengan lignin membentuk jaringan kompleks dan memberikan struktur yang kuat. Hemiselulosa terdiri dari kumpulan beberapa unit gula atau disebut heteropolisakarida. Monomer gula penyusun hemiselulosa terdiri dari xilosa, mannosa, glukosa, galaktosa, arabinosa, dan sejumlah kecil asam lainnya. Xilosa adalah salah satu gula C-5 dan merupakan gula terbanyak kedua setelah glukosa. Hemiselulosa lebih mudah dihidrolisis daripada selulosa, tetapi gula C-5 lebih sulit difermentasi menjadi etanol. Inilah sebabnya xilosa merupakan monosakarida kedua yang digunakan dalam fermentasi ABE untuk menghasilkan etanol (Repository Universitas of Riau).

Proses hidrolisis bubuk kakao dilakukan dengan buffer sitrat dan enzim selulase. Penggunaan enzim selulase dinilai lebih unggul dibandingkan dengan penggunaan asam karena kandungan enzim selulase yang sangat kompleks, dan kandungannya dapat memutus ikatan selulosa sehingga menghasilkan selodextrin, selobiosa dan glukosa (hidrolisat kakao). Penggunaan buffer sitrat bertujuan untuk menyeimbangkan pH.

Reaksi pembentukan aseton, butanol, dan etanol dari glukosa dan xilosa adalah sebagai berikut :



Butanol : $C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_4H_{10}O + 2CO_2 + H_2O$

Etanol : $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$

(Diaz et al, 2018).

Konversi glukosa menjadi produk ABE yaitu aseton: 21,8%, butanol: 71,9%, etanol: 6,25%. Konversi xilosa menjadi ABE yaitu aseton: 25%, butanol: 61,9%, etanol: 7,14% (Nilsson et al, 2015).

Produksi biobutanol skala komersial pertama dan tertua dengan metode fermentasi ABE menggunakan strain *Clostridium* (*C. acetobutylicum*) dan pabrik biofuel pertama kali dikembangkan di Inggris pada tahun 1912 oleh Prof. Chaim Weizmann yang mengembangkannya proses produksi biobutanol dari *C. acetobutylicum* di sektor industri. Skema proses metabolisme memiliki 2 tahap utama. Pada tahap asidogenesis, awalnya, *Clostridium* akan mengubah glukosa menjadi asam asetat dan asam butirat. Kemudian di tahap berikutnya, asam organik tersebut akan dikonversi menjadi etanol, aseton dan butanol. Selama proses fermentasi ABE terdapat tiga produk utama yaitu (1) pelarut (ABE), (2) asam organik (asam asetat, laktat, dan butirat) dan (3) gas (CO_2 dan H_2 dengan rasio mol 60:40). (Dharmaraja et al, 2020).

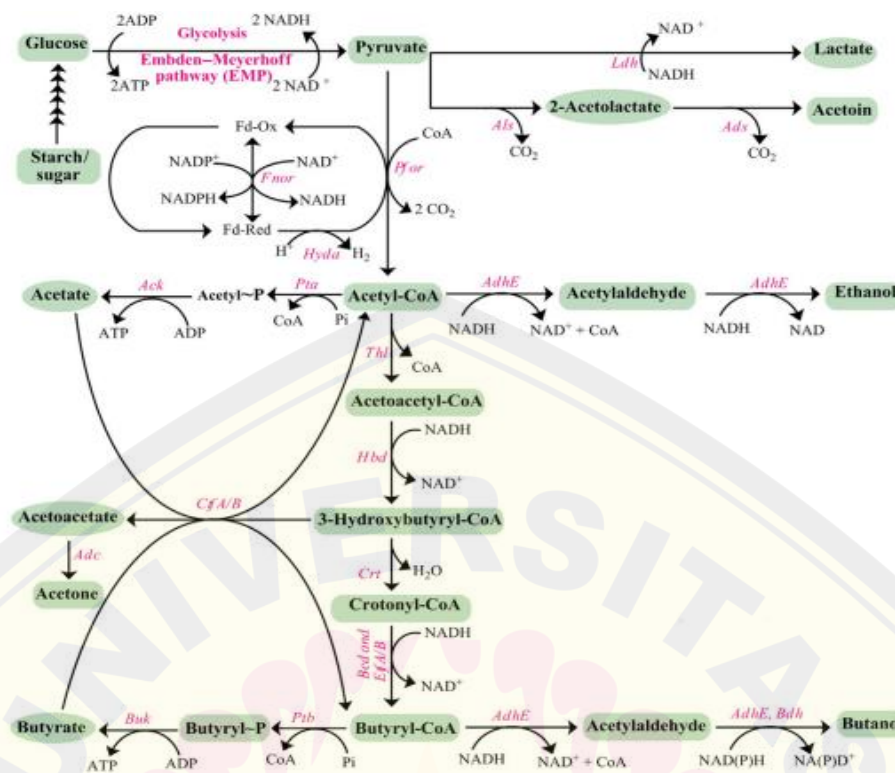
Bakteri strain N1-4 digunakan dalam fermentasi ini karena memiliki performa yg baik dalam memproduksi butanol. Bakteri jenis clostridia yang pernah digunakan adalah strain *C. beijerinckii* NCIMB 8052, *C. saccharoperbutylacetonicum* N1-4, dan *C. acetobutylicum* ATCC 824 dengan hasil yield butanol berturut turut yaitu : 0,51 ; 0,559 ; 0,641. Meskipun yield butanol yang dihasilkan bakteri strain N1-4 lebih kecil daripada strain ATCC 824 tetapi koefisien distribusi butanol dari N1-4 lebih besar daripada ATCC 824 yaitu 3,66 dibandingkan dengan 3,4 (Darmayanti dkk, 2020).

Tantangan dalam produksi ABE antara lain:

- a. Menggunakan distilasi sebagai operasi unit pemisahan yang menghabiskan banyak energi.
- b. Toksisitas biobutanol yang dihasilkan terhadap mikroorganisme ketika konsentrasinya meningkat sehingga yield biobutanol yang dihasilkan rendah

- c. Kontaminasi fag terutama pada unit skala besar
- d. Beberapa produk samping menghambat proses pemurnian hilir
- e. Hasil produksi rendah.

Dilakukan beberapa metode untuk mengatasi masalah tersebut diantaranya yaitu dengan rekayasa genetika mikroorganisme untuk meningkatkan efisiensi proses, mengganti proses tradisional batch dengan proses kontinyu atau semi kontinyu serta proses pemurnian yang membutuhkan energi minimum seperti pemisahan membrane, ekstraksi cair cair (Najafpour, 2015). Salah satu metode pemisahan butanol yaitu menggunakan gas stripping. Gas stripping adalah pendekatan untuk menghilangkan produk samping dari fermentasi ABE. Fermentasi off gas (CO_2 dan H_2) atau gas inert yang dapat digunakan sebagai gas pembawa. Terdapat fermentasi batch, fed batch atau kontinyu yang dapat diintegrasikan dengan gas stripping. Pada suhu fermentasi ABE dihilangkan dari produk cair, produk yang tidak terkondensasi didaur ulang kembali ke fermentor (Huang, 2014). Biobutanol merupakan produk dari proses biologis anaerobik yang disebut fermentasi ABE, yang mengubah gula dengan menggunakan genus Clostridia menjadi butanol, aseton dan etanol dengan perbandingan masing-masing 6:3:1. Dalam proses ini, genus Clostridia seperti *clostridium acetobutylicum*, *clostridium beijerinckii*, *clostridium saccaroperbutylaceticum* dan *clostridium acetobutylicum* menunjukkan aktivitas yang signifikan untuk sintesis butanol dengan hasil yang lebih tinggi (Huzir et al., 2018).



Gambar 1. 3 Representasi Skema Jalur Mikroba Asam dan Pelarut untuk Fermentasi Pembentukan ABE pada Spesies *clostridia*

1.3.2 Fermentasi Ekstraktif

Peningkatan produk etanol dalam fermentor dapat dilakukan dengan cara fermentasi ekstraktif dimana etanol yang terbentuk diekstrak dengan pelarut organik (Faridl, 2015). Fermentasi ekstraktif telah dilaporkan dapat meningkatkan produksi biobutanol karena dapat mempertahankan konsentrasi butanol dalam *broth* pada tingkat yang rendah dan memulihkan butanol dari *broth* secara bersamaan (Darmayanti, 2015). Metode fermentasi terbagi menjadi tiga macam yaitu *batch*, *fed-batch*, dan kontinyu.

1.3.2.1 Batch

Proses *batch* beroperasi dengan memfermentasi semua media dalam *batch* bioreaktor; *fed-batch* beroperasi dengan menambahkan media pekat saat proses fermentasi dijalankan dan mode kontinu beroperasi dengan menambahkan media terkonsentrasi serta mengumpulkan kaldu fermentasi yang mengandung produk

terus menerus dari waktu ke waktu. Namun, kelemahan utama dari fermentasi *batch* adalah rendahnya hasil produksi butanol, tidak melebihi 12 g/L. Kondisi ini selanjutnya mempengaruhi proses *recovery*, karena konsentrasi biobutanol yang terlalu rendah membuat *recovery* menjadi tidak efisien, dengan konsumsi energi yang tinggi, dan mahal. Rendahnya produksi biobutanol dalam sistem *batch* disebabkan oleh rendahnya konsentrasi glukosa yang disuplai untuk fermentasi. Selain itu, senyawa penghambat tinggi yang biasanya ada dalam hidrolisat biomassa menghambat pertumbuhan sel selama tahap awal, yang kemudian membatasi fermentasi dengan konsentrasi substrat yang tinggi (Ibrahim *et al.*, 2018).

1.3.2.2 Fed-batch

Fermentasi *fed-batch* dirancang untuk mengatasi rendahnya konsentrasi substrat awal yang dipasok untuk fermentasi, diharapkan produksi biobutanol yang tinggi. Sistem *fed-batch* merupakan teknik industri dimana reaktor diumpankan dengan konsentrasi substrat yang relatif rendah (untuk mengurangi penghambatan substrat), dan pada volume kerja yang rendah. Sebagai substrat yang dikonsumsi, diganti dengan menambahkan larutan substrat terkonsentrasi pada tingkat rendah sambil menjaga konsentrasi substrat dalam reaktor di bawah tingkat toksik. Konsentrasi substrat yang tinggi dapat mengurangi beban hidrolis dan air limbah yang dihasilkan dalam proses. Fermentasi *fed-batch* juga meminimalkan hilangnya substrat yang tersisa dan memaksimalkan target titrat akhir produk (Dolejš *et al.*, 2014).

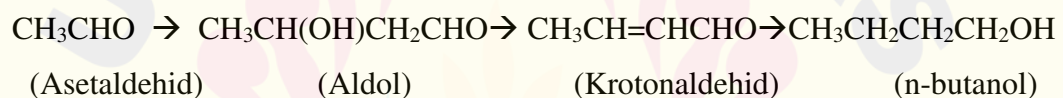
1.3.2.3 Kontinyu

Fermentasi kontinyu biobutanol menggunakan sel yang tersuspensi yang kurang atraktif. Beberapa laporan tentang fermentasi biobutanol berkelanjutan menggunakan sel bebas tersuspensi menunjukkan bahwa proses ini tidak dapat meningkat secara signifikan selama proses *batch*. (Gallazzi, Branska, Marinelli, & Patakova, 2015) diperoleh 9,0 g/L dengan hasil 22% biobutanol dalam *batch* dibandingkan dengan 7,6 g/L dengan hasil 40% biobutanol dalam fermentasi kontinyu dengan sel tersuspensi (Dolejš *et al.*, 2014) memperoleh konsentrasi dan

hasil biobutanol yang sedikit lebih tinggi dalam proses kontinyu dibandingkan dengan proses *batch*, tetapi penelitian lain menunjukkan titrat dan hasil biobutanol yang lebih rendah. Masalah utama yang terkait dengan fermentasi kontinyu menggunakan sel tersuspensi adalah dua fase berbeda dari asidogenesis dan solventogenesis yang bercampur selama proses kontinyu (Ibrahim *et al.*, 2018).

1.3.3 Kondensasi Aldol

Kondensasi aldol merupakan metode pembuatan butanol secara sintetik yaitu dengan mereaksikan etil alkohol. Etil alkohol dihidrasi sehingga menghasilkan senyawa asetaldehid dengan bantuan katalis merkuri sulfat kemudian dikondensasikan pada reactor aldol pada tekanan atmosfer dengan penambahan sedikit soda kaustik. Asetaldehid akan terkonversi 60% menjadi aldol. Krotonaldehid akan dihidrogenasi pada fase uap sehingga membentuk n-butanol. Reaksi pembentukan n-butanol sebagai berikut (P.Gelorawan & Muktiarto, 2012).



Pada konversi etanol menjadi n-butanol juga menggunakan metode kondensasi aldol. Asetaldehid membutuhkan katalis MgO yang bertindak pada reaksi kondensasi aldol menjadi 3-hidroksibutiraldehid. Tetapi menurut Zang *et al* (2016) memanfaatkan etanol untuk dikonversikan menjadi butanol dengan adanya kondensasi aldol terbukti sangat sulit. Alasan utama terletak pada tantangan termodinamika yang berkaitan dengan dehidrogenasi etanol dan pembentukan produk samping karena kondensasi aldol yang berkatalis basa menyebabkan asetaldehid sangat reaktif sehingga tidak terkontrol.

1.4 Pemilihan Proses Fermentasi Sel Imobilisasi

Pemilihan proses fermentasi sel terimobilisasi dikarenakan proses ini memiliki lebih banyak keuntungan dibandingkan fermentasi sel bebas. Keuntungan fermentasi sel terimobilisasi yaitu sebagai berikut.

1. Teknologi imobilisasi sel telah menunjukkan banyak potensi di bidang fermentasi biologis sebab pengoperasiannya yang sederhana, pemeliharaan viabilitas sel jangka panjang, stabilitas yang baik, dan toleransi yang tinggi.

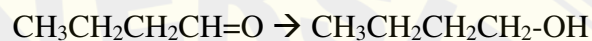
Dibandingkan dengan fermentasi sel bebas, sel imobilisasi menunjukkan kinerja metabolisme di lingkungan yang kompleks dan pertumbuhan yang kuat, seperti konsentrasi substrat dan produk yang tinggi, atau dengan lingkungan yang ber pH rendah (Gao *et al.*, 2021).

2. Imobilisasi sel mikroba dapat mempertahankan kepadatan sel dalam reactor, karena pencucian yang lebih sedikit dibandingkan dengan fermentasi sel bebas, menghilangkan fase lag seluler dan mempercepat laju fermentasi sehingga meningkatkan produktivitas (Chen *et al.*, 2013).
3. Sel terimobilisasi adalah sel yang diletakan pada natrium alginat dan sel tidak akan larut di dalam natrium alginat tersebut, dan juga sel tidak akan mudah terpengaruh oleh perubahan pH, dan juga suhu(Gao *et al.*, 2021).
4. Manik-manik dari sel imobilisasi alginate dapat memperpendek fase lag yang dihasilkan dari toksisitas campuran oleil alcohol-tributirin dengan rasio V_e/V_b yang besar dibandingkan dengan kultur fed-batch sel bebas karena manik-manik alginate relative hidrofilik, ekstraktn hidrofilik tidak akan menembus manik-manik alginate dengan mudah dan tidak akan menyebabkan penghambatan pada sel sel yang terperangkap (Darmayanti *et al.*, 2018).
5. Dapat mencegah hilangnya sel mikroba dalam reactor, sehingga inokulasi berulang sehingga konsentrasi produk yang dihasilkan tinggi, sel bisa digunakan lebih dari satu kali, yield produk yang dihasilkan tinggi, dan sel dapat terlindungi dari kerusakan akibat laju alir yang tinggi (Chen *et al.*, 2013).
6. Kemajuan saat ini dalam imobilisasi sel menggunakan bahan yang berbeda di bidang fermentasi biologis. Secara khusus, teknologi imobilisasi sel telah menunjukkan potensi yang kuat di bidang bioteknologi, karena dapat meningkatkan efisiensi fermentasi produk (titer, rendemen dan produktivitas).Hal ini juga dapat mengurangi penghambatan pada sel karena konsentrasi substrat dan produk yang tinggi (Gao *et al.*, 2021).
7. sel-sel yang melekat pada pembawa cenderung membentuk biofilm yang dapat mengeluarkan extracellular polymeric substances (EPS), membantu adhesi sel dan kelangsungan hidup di lingkungan yang keras (konsentrasi tinggi) (Jin *et al.*, 2020).

8. Meningkatkan toleransi terhadap toksisitas butanol (Chen *et al*, 2013).

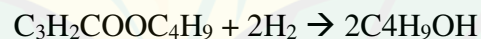
1.4.1 Proses Hidrogenasi Butiraldehid

Proses hidrogenasi butiraldehid merupakan reaksi hidrogenasi di dalam *reactor fixed bed* dengan perbandingan 3:1 selama 10 menit secara eksotermik. Akan dihasilkan konversi sebesar 76%. Reaksi yang berlangsung membutuhkan bantuan katalis CuZnO. N-butiraldehid direaksikan dengan hidrogen pada fase gas. Reaksi tersebut berada pada suhu 100-200°C dan tekanan 4 atm berlangsung eksotermik. Berikut reaksi hidrogenasi n-butiraldehid menjadi n-butanol (Saputro & Kurniawan, 2020).



1.4.2 Proses Hidrogenasi Butil Butirat

Pembuatan n-butanol dari proses hidrogenasi butyl butirat yaitu dengan mereaksikan n-butyl butirat dengan hidrogen pada *fixed bed multi tube reactor* dengan bantuan katalis Cu/AlO/ZnO. Reaktor biasanya bekerja pada suhu 292 C dengan tekanan 7 atm dapat menghasilkan konversi n-butanol sebesar 98%. Proses hidrogenasi butil butirat memiliki kemurnian produk mencapai 99,5% serta proses pemisahan yang sederhana. Reaksi pembentukan n-butanol sebagai berikut (Benyadit & Mukiarto, 2012).



Perbandingan keempat proses produksi n-butanol dirangkum pada tabel berikut :

Tabel 1. 3 Perbandingan Proses Produksi n-butanol

Karakteristik	Proses Fermentasi	Proses Kondensasi Aldol	Proses Hidrogenasi Butiraldehid	Proses Hidrogenasi Butyl Butirat
Bahan baku	Jerami padi	Asetaldehid	Butiraldehid	Butyl butirat
Proses	Dengan enzim <i>Clostridium</i>	Dengan katalis 0,5-1 mol% Cu atau Ni	Dengan katalis Cu/ZnO	Dengan katalis Cu/ZnO/Al ₂ O ₃

Kondisi operasi	20-36 °C	150 °C	192 °C; 4 atm	175°C 10 atm
Waktu reaksi	96 jam	24 jam	10 menit	120 menit
Kemurnian	99%	94%	99%	98%
Kelebihan*	Bahan baku melimpah, ekonomis, ramah lingkungan	Tidak ada produk samping	Proses pemisahan mudah	Proses pemurnian mudah
Kekurangan*	Melibatkan mikroorganisme sehingga kondisi operasi perlu dijaga	Bahan baku (asetaldehid) sangat mahal	Tekanan operasi tinggi (10-200 atm), harga bahan baku mahal	Bahan baku n-butir butirat masih impor

Sumber: *(P.Gelorawan,& Mukiarto, 2012), Saputro dan Kurniawan (2019), Zhen *et al* (2016), Darmayanti *et al* (2018).

BAB 2. URAIAN PROSES

2.1 Uraian Proses

Proses pembuatan biobutanol dengan fermentasi ekstraktif (Fed batch) sel imobilisasi menggunakan bakteri *Clostridium saccharoperbutylacetonicum NI-4* dibagi menjadi 7 tahap yaitu preparasi bahan, ekstraksi pektin, *pretreatment*, *refresh*, *preculture*, fermentasi ekstraktif dan distilasi.

2.1.1 Preparasi Bahan

Kulit kakao yang akan diproduksi menjadi pektin dan hidrolisat glukosa harus melewati beberapa proses terlebih dahulu, yaitu pencacahan dan pengeringan.

2.3.1.1 Pencacahan

Proses pencacahan dilakukan untuk memperbesar luas permukaan kulit kakao sehingga proses pengeringan berjalan dengan maksimal. Kulit kakao segar dari berbagai perkebunan di cacah dengan ukuran kurang lebih 2-3 cm dengan alat pencacah. Kulit kakao yang telah di cacah kemudian masuk ke proses pengeringan.

2.3.1.2 Pengeringan

Proses pengeringan kulit kakao bertujuan untuk menurunkan kadar air pada kulit kakao. Kulit kakao segar memiliki kadar air sekitar 85% (Erlita, 2016). Proses pengeringan kulit kakao dilakukan menggunakan bantuan cahaya matahari dan membutuhkan waktu kurang lebih 56 jam (Napitupulu, 2014). Kadar air yang diinginkan pada proses pengeringan kulit kakao yaitu <15%.

2.1.2 Ekstraksi Pektin

Kulit kakao yang telah kering kemudian di haluskan menggunakan *hammer mill* (C-110) sehingga menghasilkan bubuk kulit kakao ukuran 80 mesh. Bubuk kulit buah kakao dialirkan menggunakan vakum conveyor (J-121), dicampurkan dengan asam sitrat 7% di dalam reaktor (R-130) selama 90 menit pada suhu 50 °C dengan menggunakan pengaduk jenis paddle atau dayung. Selanjutnya disaring menggunakan filtrasi vakum *Filter* (H-131) dalam keadaan

panas. Filtrat hasil penyaringan didinginkan dan diendapkan menggunakan etanol 96%. Sedangkan bubuk kulit kakao tanpa pectin masuk ke dalam proses pretreatment. Endapan yang dihasilkan dicuci dengan alkohol 96% dalam reaktor R-140 dengan jenis pengaduk paddle yang sangat cocok untuk jenis bahan yang kental. Kulit buah kakao yang telah dicuci dengan alkohol, selanjutnya dikeringkan pada suhu 50°C (Muharja, 2022) menggunakan *freeze dryer* (B-150) dengan prinsip pengeringan melalui pembekuan tanpa air sehingga produk yang dihasilkan bisa langsung menjadi bubuk pektin.

2.1.3 Pretreatment

Sampel hasil depektinisasi dicampurkan dengan 6% larutan NaOH ke dalam reaktor R-170. Campuran sampel dan larutan NaOH di panaskan dengan suhu 50 °C. kemudian diturunkan suhunya menjadi suhu ruang dan di *filter* untuk mendapatkan bubuk kulit kakao hasil pretreatment. Bubuk kulit kakao hasil pretreatment di masukkan ke dala reactor hidrolisis (R-180). Kemudian ditambahkan enzim selulase untuk memecah selulosa menjadi glukosa. Bubuk kulit kakao yang telah ditambahkan enzim selulase dicampurkan dengan buffer sitrat 0,05 M dengan pH 4,8 kemudian di *Filter* (H-182) untuk mendapatkan hidrolisat glukosa. Menurut Irwanto (2016) menyatakan bahwa konsenterasi asam yang terlalu tinggi pada saat hidrolisis menyebabkan degradasi rantai glukosa dan senyawa glukosa lainnya membentuk senyawa HMF. Selain itu, menurut Utami dan Amin (2017) terbentuknya HMF bisa dilakukan dengan prosedur hot compressed water pada suhu 200 °C dengan katalis α -TiO₂. Pada proses hidrolisis menghasilkan glukosa, hanya menggunakan suhu 60 °C sehingga tidak menghasilkan produk HMF.

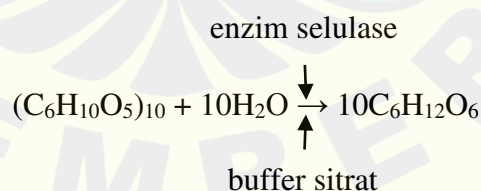
2.1.4 Hidrolisis Enzimatik

Enzim merupakan katalis yang membantu mempercepat reaksi biologis. Hidrolisis merupakan suatu proses pemecahan polisakarida (gula kompleks) menjadi suatu komponen yang lebih sederhana. Hidrolisis dapat digunakan baik secara kimia (asam) maupun secara biologi (enzimatik). Keuntungan dari hidrolisis enzimatik dibandingkan dengan hidrolisis asam yaitu reaksi menjadi lebih ringan.

Selain itu, proses secara biologi (enzimatis) lebih menguntungkan, dikarenakan enzim dapat memutus ikatan glikosida secara spesifik, dapat meminimalisir kerusakan warna, dan tidak menyisakan residu (Rahmawati & Sutrisno, 2015).

Proses hidrolisis dipengaruhi oleh beberapa faktor, diantaranya yaitu kandungan selulosa bahan baku, pH hidrolisis, waktu hidrolisis, suhu, tekanan, dan konsentrasi asam, pH, waktu, dan konsentrasi asam sangat berpengaruh pada saat proses hidrolisis, semakin tinggi konsentrasi asam, maka semakin rendah pH yang dihasilkan. Semakin lama waktu hidrolisis, maka semakin tinggi pula konsentrasi glukosa yang dihasilkan. Semakin besar konsentrasi asam, maka semakin banyak pula kadar glukosa yang dihasilkan (Wulandari, 2017).

Suhu optimum enzim selulase berbeda-beda tergantung pada jenis sumber penghasil enzim. Umumnya, selulase memiliki suhu optimum sekitar 50-60°C. Ada tiga jenis enzim yang terdapat dalam selulase kompleks, yaitu endoglukonase, eksoglukonase, dan selobiase. Enzim endoglukonase mampu menghidrolisis ikatan β -1,4-glikosidik secara acak yang menghasilkan glukosa, selobiosa dan selodekstrin. Eksoglukonase mampu menghidrolisis selodekstrin dengan memutus unit selobiosa dan selo-oligosakarida menjadi glukosa. Endoglukonase mampu menguraikan kristal-kristal penyusun serat selulosa dan melepas ikatan pada rantai kristal dan membentuk selulosa tunggal. Serangan selulase secara sinergis antara endoglukonase, selobiohidrolase, dan β -glukosidase dapat menyebabkan konsentrasi gula pereduksi meningkat (Farikha, 2010). Reaksi hidrolisis glukosa dari kulit kakao adalah sebagai berikut :



(Safitri et al, 2018).

Hidrolisis enzimatik kulit kakao menghasilkan jumlah enzim selulase yang optimum sebesar 0,25 FPU/g dengan konsentrasi gula reduksi tertinggi sebesar 8,19 g/L. Proses hidrolisis enzimatik terhadap kulit kakao yang telah didelignifikasi

mencapai kondisi optimum dengan rasio enzim substrat sebesar 8% yang menghasilkan glukosa sebesar 15,06 g/L.

2.1.5 Refresh

Proses refresh yang bertujuan untuk memperbanyak bakteri *Clostridium saccharoperbutylacetonicum NI-4* dilakukan skala laboratorium. Langkah pertama yaitu kentang parut, glukosa, CaCO_3 , dan CaSO_4 dengan perbandingan 300:20:1:6 dimasukkan ke dalam gelas beaker dan ditambah aquades hingga homogen. Kemudian dipanaskan pada suhu 100°C selama 1 jam, didinginkan potato glucose hingga suhu ruang kemudian dilakukan penyaringan. Larutan dan padatan sampel kemudian dipisahkan, larutan disterilisasi pada suhu 118°C selama 10 menit, kemudian didinginkan mencapai suhu 25 °C. Larutan ekstrak kentang dipanaskan pada suhu 100°C selama 15 menit kemudian diturunkan suhunya hingga 25°C. Ekstrak kentang ditambahkan larutan kultur bakteri *Clostridium saccharoperbutylacetonicum NI-4* dalam bentuk pasir dan dipanaskan pada suhu 100°C selama 1 menit untuk menghilangkan oksigen. Didinginkan kembali hingga suhu ruang dan dimasukkan kedalam wadah yang telah diisi dengan O_2 absorben, diletakkan di tempat anaerob dengan suhu ruang selama 24 jam.

2.1.6 Proses Preculture

Proses preculture terjadi pada imobilisasi vessel (D-210) dengan suhu 25°C dimana TYA (*Tryptone Yeast Acetate*) ditambahkan glukosa dihomogenkan hingga pH 6,5. Larutan yang telah homogen kemudian dialirkan ke reactor berpengaduk (R-220) pada kondisi suhu 25°C ditambahkan NaCl dan alginat diaduk dengan suhu 100°C hingga menggumpal, lalu diteteskan ke tangki (R-230) yang berisi larutan CaCl_2 agar membentuk butiran sel imobilisasi kemudian butiran di *Filter* (H-231) dan dialirkan ke dalam fermentor.

Fungsi komponen-komponen pada TYA yaitu Amonium asetat Berperan untuk menyangga larutan agar keasaman medium tidak berubah secara signifikan agar dapat mempertahankan aktivitas regangan dalam produksi butanol (Darmayanti dkk, 2020). Kalsium Karbonat (CaCO_3) Berfungsi sebagai buffer dalam medium (Darmayanti dkk, 2020). *Yeast extract* dan *Trypton bacto* berfungsi

sebagai sumber nitrogen dan sumber karbon (Efendy, 2015). Magnesium sulfat, Besi (III) sulfat dan Potasium fosfat berfungsi sebagai persediaan mineral. Media TYA digunakan agar pertumbuhan bakteri N-14 yang cepat dan hasil pertumbuhan yang baik (Efendy, 2015).

2.1.7 Fermentasi Ekstraktif (*Fed-Batch*) Sel Imobilisasi

Tahapan selanjutnya yaitu ekstraktan (oleil-alkohol dan tributyrin) dalam fermentor (R-240) ditambah sel imobilisasi, anti foam, (TYA dan glukosa) dan hidrolisat kakao sebagai pakan pada jam ke 12, 24, 36, 48, 60 dan 72. Persentase xilosa dan glukosa yang terkonversi yaitu 100% (Muharja dan Darmayanti, 2021). Produk yang dihasilkan berupa ABE yang tercampur dengan sel terimobilisasi, TYA dan ekstraktan. Selektivitas aseton:butanol:etanol berturut-turut yaitu 30,827% : 67,356% : 1,818%. Kemudian diproses pada *filter beads* (H-241) dan hasilnya dibagi menjadi 2 yaitu masuk ke fermentor dan media serta ekstraktan masuk ke dekanter (X-250) untuk memisahkan media dengan ekstraktan.

2.1.8 Distilasi

Campuran keluaran dari fermentasi ekstraktif kemudian dipompakan ke dalam kolom distilasi I (D-310) yang terdiri dari produk ABE dan ekstraktan (oleil-alkohol dan tributyrin). Suhu campuran produk tersebut yaitu 106 °C (Darmayanti, 2019). Campuran berupa cairan yang mengandung aseton, butanol, etanol serta air dipisahkan dalam campuran ekstraktan dan didaur ulang ke unit fermentasi untuk digunakan dan ditambahkan nutrisi baru untuk siklus berikutnya. Campuran produk ABE diproses kembali di unit distilasi II (D-320) untuk pemisahan butanol dari aseton dan etanol berdasarkan titik didih masing-masing produk berturut-turut yaitu aseton memiliki titik didih 57 °C, etanol 78 °C dan butanol 118 °C. Campuran etanol dan aseton kemudian didistilasi kembali di unit distilasi III (D-330). Produk ABE dikumpulkan dalam tangki penyimpanan masing-masing dengan kadar masing-masing produk sebesar 99,5%.

BAB 3. SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Bahan Baku

Bahan Baku yang digunakan dalam pembuatan biobutanol antara lain sebagai berikut (Alibaba.com).

a. Kulit Kakao

Keadaan Fisik: Keras

Komposisi (Kuantitas %w/w massa kering):

- Protein: 4,21 – 10,74
- Lemak: 1,5 – 2,24
- Karbohidrat: 29 – 74
- Serat Pangan Total: 36,6 – 56,10
- Selulosa: 19,7 – 35,0
- Hemiselulosa (xylan dan arabinoxylan): 8,7 – 12,8
- Lignin: 14 – 28
- Pektin: 6,0 – 12,6

Harga : Rp5.000/kg

b. *Clostridium Saccharoperbutylaceticum* N1-4

Sifat: Anaerob

Suhu: 37°C

pH: 4,5

Inkubasi:

- Suhu: 30°C
- pH awal: 7,0

Harga :

c. Oleil alkohol

Keadaan Fisik: Cair

Penampilan: berminyak

Bau: Tidak tersedia.

pH: Tidak tersedia.

Tekanan Uap: 8 mmHg pada 195°C

Kepadatan Uap: 9.3

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: 207 °C pada 13.00 mmHg

Titik Pembekuan/Leleh: 1 - 5 °C

Kelarutan: Tidak larut.

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: .8490g/cm³

Rumus Molekul: C₁₈H₃₆O

Berat Molekul: 268.47

Harga: **US\$40,00/ton**

d. Tributyrin

Keadaan Fisik: Cair

Penampilan: jelas, tidak berwarna

Bau: tidak ada yang dilaporkan

pH: Tidak tersedia.

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: 305 - 310 °C pada 760 mmHg

Titik Pembekuan/Leleh: -75°C

Kelarutan: tidak larut

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 1,034

Rumus Molekul: C₁₅H₂₆O₆

Berat Molekul: 302,36

Harga: **US\$2,30 – US\$4,00/kg**

3.2 Bahan Pembantu

Bahan Pembantu atau pendukung dalam produksi biobutanol antara lain (Fscimage.fiserchi.com) (Alibaba.com).

a. CaCO₃

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih

Bau: tidak berbau

pH: 8-9 (larutan)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik Pembekuan/Leleh: 825 °C

Kelarutan: Sedikit larut dalam air.

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 2,7-2.9

Rumus Molekul: CaCO₃

Berat Molekul: 100,09

Harga: **\$460.00 - \$1,600.00/ton**

b. Tryptone bacto

Bentuk: Padat, Bubuk

Warna krem

Bau: Khas

Perubahan kondisi: Belum ditentukan

Titik lebur/Rentang lebur: Tidak ditentukan

Titik didih/rentang didih: Tidak ditentukan

Kelarutan dengan Air: Larut

Rumus Molekul: tidak ditentukan

Berat Molekul: tidak ditentukan

Harga: **£1,589.00/10 kg**

c. NaCl

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih

Bau: tidak berbau

pH: 5,0 - 8,0 (5% aq.sol. 20 °C)
Tekanan Uap: 1 mmHg pada 865°C
Kepadatan Uap: Tidak tersedia.
Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.
Viskositas: Tidak tersedia.
Titik didih: 1461 °C pada 760 mmHg
Titik beku/lebur: 801 °C
Kelarutan: 360 g/L (20 °C)
Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 2.165
Rumus Molekul: NaCl
Berat Molekul: 58,44
Harga: **\$551.05/45 kg**

d. *Aquadest*

Keadaan Fisik: Cair
Penampilan: tidak berwarna - Bening - putih air
Bau: tidak berbau
pH: Tidak tersedia.
Tekanan Uap: 17,5 mmHg pada 20 °C
Kepadatan Uap: Tidak tersedia.
Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.
Viskositas: 1 cP pada 20 °C
Titik didih: 100 °C
Titik beku/lebur: Tidak tersedia.
Kelarutan: Tidak tersedia.
Gravitasi / Densitas Spesifik: 1.000
Rumus Molekul: H₂O
Berat Molekul: 18.0134
Harga: **US\$0,70 – US\$1,12/liter**

e. HCL

Keadaan Fisik: Cair

Penampilan: bening, tidak berwarna hingga kuning pucat

Bau: kuat, menyengat

pH: 0,01

Tekanan Uap: 84 mmHg pada 20 °C

Kepadatan Uap: 1,27 (udara = 1)

Laju Penguapan: > 1,00 (N-butyl asetat)

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: 83 °C pada 760 mmHg

Titik Pembekuan/Leleh: -66 °C

Kelarutan: Larut.

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: 1,19 (38%)

Rumus Molekul: HCl.H₂O

Berat Molekul: 36,46

Harga: **US\$93,13/liter**

f. KOH

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih atau kuning

Bau: tidak berbau

pH: 13,5 (larutan 0,1M)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: 1320 °C

Titik beku/lebur: 360 °C

Suhu Dekomposisi: Tidak tersedia.

Kelarutan: Larut dalam air

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 2,04

Rumus Molekul: KOH

Berat Molekul: 56.1

Harga: **\$660.00/50 kg**

g. KH_2PO_4 (technical grade)

Keadaan Fisik: Kristal

Penampilan: halus - tidak berwarna hingga putih

Bau: Tidak berbau

pH: Tidak tersedia.

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik Pembekuan/Leleh: 252,6 °C

Suhu Penguraian: > 253 °C

Kelarutan: Larut.

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: 2,338 g/cm³

Rumus Molekul: KH_2PO_4

Berat Molekul: 136,08

Harga: **\$1,600.00 - \$2,800.00/ Ton**

h. $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (technical grade)

Keadaan Fisik: Kristal

Penampilan: tidak berwarna

Bau: tidak berbau

pH: 5-6 (5% aq.sol. pada 20°C)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Diabaikan

Viskositas: Tidak berlaku.

Titik didih: Tidak berlaku.

Titik Pembekuan/Leleh: 280 °C

Kelarutan: 77g/100mL pada 25 °C

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 1.760

Rumus Molekul: $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

Berat Molekul: 132.13

Harga: **\$120.00 - \$150.00/ Ton**

i. *Yeast extract*

Keadaan Fisik Padat

Penampilan Tidak ada informasi yang tersedia

Bau Tidak ada informasi yang tersedia

Ambang Bau Tidak ada informasi yang tersedia

pH Tidak ada informasi yang tersedia

Titik Lebur/Rentang Data tidak tersedia

Titik didih/Kisaran: Tidak tersedia informasi

Titik Nyala: Tidak ada informasi yang tersedia

Tingkat Penguapan: Tidak berlaku

Kemudahan terbakar (padat,gas): Tidak tersedia informasi

Batas mudah terbakar atau meledak: Atas Tidak ada data yang tersedia

Tekanan Uap: Tidak ada informasi yang tersedia

Kepadatan Uap: Tidak berlaku

Gravitasi Spesifik: Tidak ada informasi yang tersedia

Kelarutan: Tidak ada informasi yang tersedia

Koefisien partisi; n-oktanol/air Data tidak tersedia

Viskositas Tidak berlaku

Harga: **\$4015.00/45 kg**

j. $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (*technical grade*)

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih

Bau: tidak berbau

pH: 5 - 8,2 (5% aq.sol.)

Tekanan Uap: < 0,1 mm Hg pada 20 °C

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik beku/lebur: Tidak tersedia.

Suhu Penguraian: > 150 °C

Kelarutan: 710 g/L (20 °C)

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 1.678

Rumus Molekul: $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Berat Molekul: 246.48

Harga: **\$350.00 - \$1,400.00/Ton**

k. $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (technical grade)

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih - sedikit krem

Bau: tidak berbau

pH: 4,5 - 6,5 (100 g/L aq.sol.)

Tekanan Uap: 0,01 mm Hg pada 20 °C

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik Pembekuan/Leleh: 175 °C

Suhu Dekomposisi: Tidak tersedia.

Kelarutan: 1000 g/L (0 °C)

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 0,830

Rumus Molekul: $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Berat Molekul: 147.02

Harga: **\$372.00 - \$1,055.00/ Ton**

l. $\text{CH}_3\text{COONH}_4$ (technical grade)

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih lembab

Bau: Sedikit bau asetat.

pH: 7,0 (larutan 5% pada 20 °C)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik beku/lebur: 110 - 112 °C

Kelarutan dalam metanol: 7,89 G/100ML (15°C)

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: 1.0730g/cm³

Rumus Molekul: C₂H₇NO₂

Berat Molekul: 77,08

Harga: **\$1,180.00 - \$1,500.00/ Ton**

m. FeSO₄.7H₂O (technical grade)

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: biru-hijau

Bau: tidak berbau

pH: 3-5 (5% aq. sol.)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Diabaikan.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: 300 °C

Titik beku/lebur: 64 °C

Suhu Penguraian: > 300 °C

Kelarutan: 48.6g/100g air pada 50C

Gravitasi / Kepadatan Spesifik: 1,898

Rumus Molekul: FeSO₄.7H₂O

Berat Molekul: 278,01

Harga: **\$310.00 - \$1,000.00/Ton**

n. Glukosa

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: kuning

Bau: Tidak tersedia.

pH: 1,3-1,8 (10g/L pada 20 °C)

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik Pembekuan/Leleh: 170 - 174 °C

Suhu Dekomposisi: Tidak tersedia.

Kelarutan: larut dalam alkohol dan benzena

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: Tidak tersedia.

Rumus Molekul: $C_6H_{12}O_6$

Berat Molekul: 228.12

o. Natrium Alginat

Keadaan Fisik: Padat

Penampilan: putih hingga krem

Bau: Tidak berbau.

pH: Tidak tersedia.

Tekanan Uap: Tidak tersedia.

Kepadatan Uap: Tidak tersedia.

Tingkat Penguapan: Tidak tersedia.

Viskositas: Tidak tersedia.

Titik didih: Tidak tersedia.

Titik beku/lebur: > 300 °C

Kelarutan: Sedikit larut.

Gravitasi/Kepadatan Spesifik: Tidak tersedia.

Rumus Molekul: Tidak Diketahui

Berat Molekul: Tidak Diketahui

Harga: **\$3095.00/50 kg**

Harga: **\$6010,00/25 kg**

3.3 Produk

Produk yang dihasilkan adalah sebagai berikut.

a. n-butanol

Keadaan Fisik: Cair

Penampilan: tidak berwarna

Bau: seperti anggur

pH: Tidak tersedia.

Tekanan Uap: 6,7 mm Hg pada 25 °C

Kepadatan Uap: 2,6 (Udara = 1)

Tingkat Penguapan: 0,46 (Butil asetat = 1)

Viskositas: 2,94 cP pada 20 °C

Titik didih: 116 °C

Titik Pembekuan/Leleh: -89,5 °C

Kelarutan: Sedikit larut.

Gravitasi/Kerapatan Spesifik: 0,8100 (Air = 1)

Rumus Molekul: $C_4H_{10}O$

Berat Molekul: 74,12

Harga: 21.500/L

Kemurnian: 99,5%

b. Aseton (C_3H_6O)

Kenampakan: Cairan tidak berwarna

Berat Molekul: 58,08 g/mol

Specific gravity (20 °C): 0,79

Titik didih: 56°C

Titik lebur: -95°C

Viskositas (20°C): 0,32 cP

Kelarutan: Larut dalam air sebagai perbandingan

Rumus Molekul: C_3H_6O

Harga: Rp 28.629/L

Kemurnian: 99,5%

c. Etanol (C₂H₅OH)

Kenampakan: Cairan tidak berwarna

Berat Molekul: 46,04 g/mol

Specific gravity (20 °C): 0,79

Titik didih: 78,37°C

Titik lebur: -114,1°C

Viskositas (20°C): 1,2 cP

Kelarutan: tercampur penuh dalam air

Rumus Molekul: C₂H₅O

Harga: Rp 12.739/L

Kemurnian: 99,5%

d. Pektin

Kenampakan: serbuk, berwarna putih kekuningan

Berat Molekul: 30.000-100.000g/mol

Specific gravity (20 °C): 0,786

Titik didih: 118,1°C

Titik lebur: 16,7°C

Viskositas (20°C): 22 cP

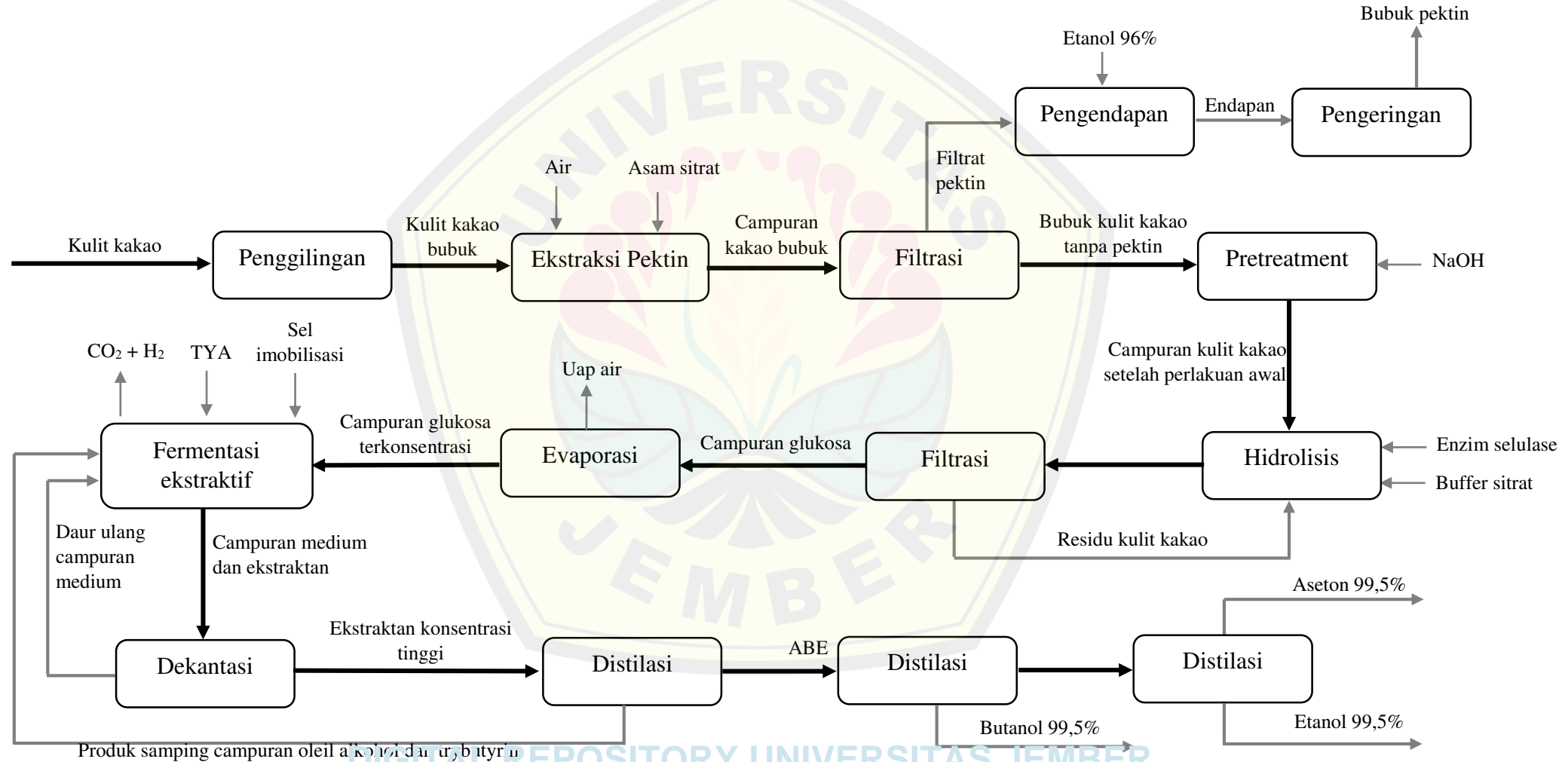
Kelarutan: tercampur penuh dalam air

Rumus Molekul: (C₆H₁₀O₇)_n

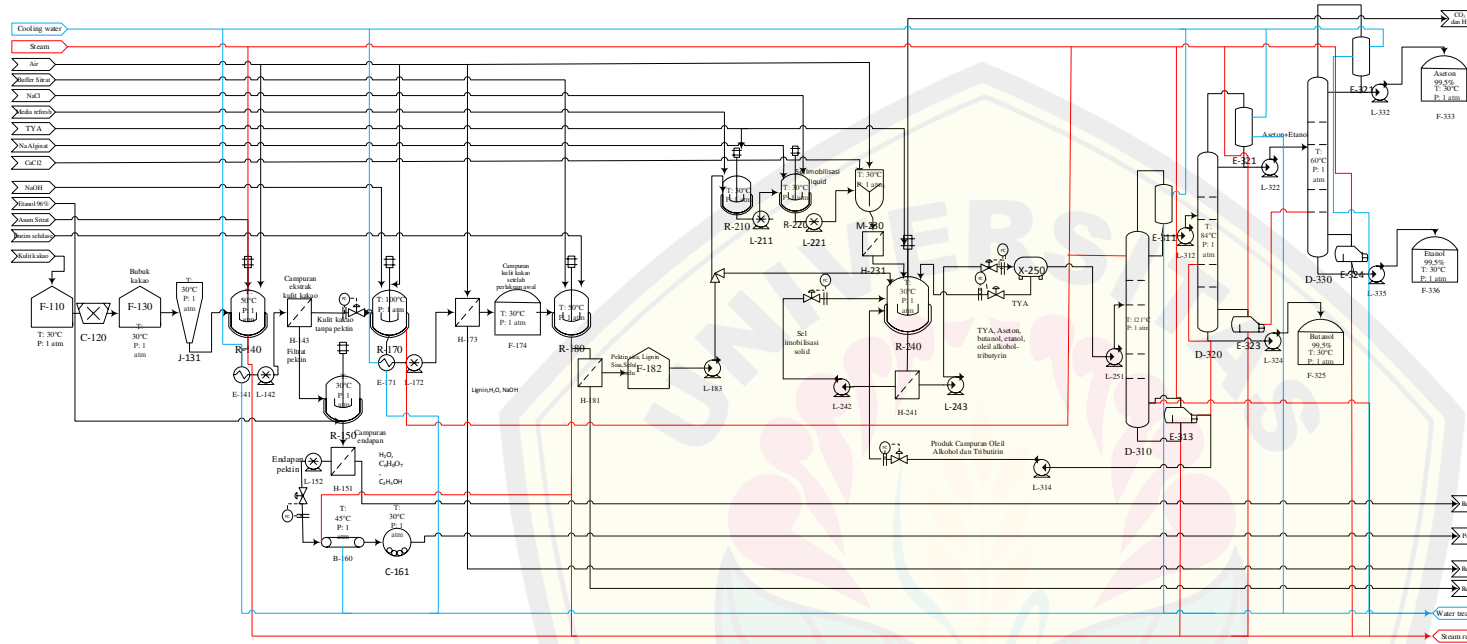
Harga: Rp 100.000/500 gram

BAB 4. DIAGRAM ALIR

4.1. Block Flow Diagram



4.2 Process Flow Diagram



Kode Alat	Nama Alat	Kode Alat	Nama Alat
F-110	Gudang penyimpanan	M-230	Mixer beads
C-120	Hammer mill	H-231	Centrifugal filter
F-130	Tangki penyimpanan	R-240	Fermentor
J-131	Pneumatic conveyor	H-241	Centrifugal filter
R-140	Reaktor ekstraksi pektin	L-242	Centrifugal pump
E-141	Heat exchanger	L-243	Centrifugal pump
L-142	Gear pump	X-250	Dekanter
H-143	Plate and frame filter	L-251	Centrifugal pump
R-150	Reaktor koagulan	D-310	Distilasi I
H-151	Plate and frame filter	E-311	Kondensator
L-152	Gear pump	L-312	Centrifugal pump
B-160	Belt conveyor dryer	E-313	Reboiler
C-161	Ball mill	L-314	Centrifugal pump
R-170	Reaktor Delignifikasi	D-320	Distilasi II
E-171	Heat exchanger	E-321	Kondensator
L-172	Gear pump	L-322	Centrifugal pump
H-173	Plate and frame filter	E-323	Reboiler
F-174	Tangki penyimpanan	L-324	Centrifugal pump
R-180	Reaktor hidrolisis	F-325	Tangki penyimpanan butanol
H-181	Plate and frame filter	D-330	Distilasi III
F-182	Tangki penyimpanan	E-331	Kondensator
L-183	Centrifugal pump	L-332	Centrifugal pump
R-210	Reaktor prekulturr	F-333	Tangki penyimpanan aseton
L-211	Gear pump	E-334	Reboiler
R-220	Reaktor Na alginat	L-335	Centrifugal pump
L-221	Gear pump	F-336	Tangki penyimpanan etanol

Komponen	Aliran Masuk																Aliran Keluar																	
	<5>	<6>	<7>	<10>	<11>	<18>	<21>	<24>	<25>	<29>	<30>	<32>	<33>	<35>	<37>	<39>	<40>	<8>	<10>	<13>	<15>	<17>	<20>	<23>	<27>	<38>	<42>	<43>	<46>	<47>	<50>	<51>	<52>	
Pektin	26642,8																					26642,8												
Lignin	58774																	58774																
Selulosa	761854																	761854																
Hemiselulosa	23425,5																	23425,5																
H2O	25254,9		562280	52795	3114903	52795	89876,3				174687		218531				194636	52795	512428	18965,3	3346,81	3114904	37333,2	30882,2			114522							
Asam sitrat		42322				408,305											3692,6	37014,8	1369,94	241,74							367,474							
Etanol				315,605													302436	11193,7	1975,3						95031									
NaOH					95,031																				95031									
Enzim selulase							41,5																		95031									
Natrium sitrat						712,691																			8,0249				30,123					
TYA							4562,11						41039														641,421							
Hidrolisis kakao																											41039							
Media refresh											2027,61																							
Prekultur																																		
Na alginat													6083																					
NaCl											1723																							
CaCl2													6759																					
Sel imobil																																		
Obat alkohol																																		
Tibutyryn																		821181																
Aseton																		821181																
Butanol																																		
etanol																																		
CO2																																		
H2																																		
Sub Total	210283	42322	562280	52795	315605	3209934	52795	90997,3	41,5	4562,11	2027,61	176410	6083	225290	2027,61	41039	1642362	194636	214872,5	851879	31528,9	32206,7	3114904	132364	3090,2	225290	4190,78	2027,61	156620	1642362	2041,822	686,4315	654,316	
Total																																		

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI
KULIT KAKAO DENGAN FERMENTASI EKSTRAKTIF SEL TERIMOBILISASI

Disusun Oleh:

- Diana Fitriati
NIM. 181910401022
- Farosaton Nafisah
NIM. 181910401040
- Navisa Ayudia Putri
NIM. 181910401046

Dosen Pembimbing Utama :
 Rizki Fitri Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D.
 NRP. 760018089

Dosen Pembimbing Anggota :
 Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri, S.T., M.T.
 NIP. 19941221201903218

PROGRAM STUDI SI TEKNIK KIMIA
 JURUSAN TEKNIK MESIN
 FAKULTAS TEKNIK
 UNIVERSITAS JEMBER

BAB 5. NERACA MASSA

- Asumsi : Kondisi operasi *steady state*
- Kondisi operasi :
 - 1 tahun : 330 hari
 - 1 hari : 24 jam
 - 1 *cycle* : 96 jam = 4 hari
- Kapasitas produksi : 16.034 ton/tahun butanol
: 16.034.231 kg/tahun butanol

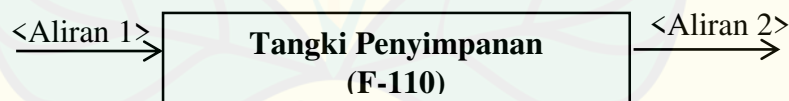
Tabel 5. 1 Komposisi Feed Kulit Kakao

Komponen	Persentase (%)	Fraksi	Bahan Baku (kg)	Massa (kg)
Pektin	12,67	0,1267	210.283	26642,8
Lignin	27,95	0,2795	210282,625	58774,0
Selulosa	36,23	0,3623	210282,625	76185,4
Hemiselulosa	11,14	0,1114	210282,625	23425,5
Air	12,01	0,1201	210282,625	25254,9
Total	100	1		210282,6

Sumber : (Billah, 2020)

1. Tangki Penyimpanan (F-110)

Berfungsi untuk menyimpan kulit kakao sebelum dihancurkan

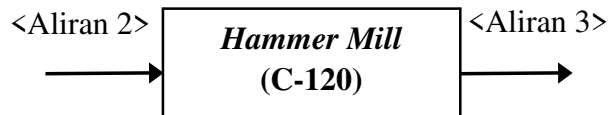


Tabel 5. 2 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-110)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <1>		Aliran <2>	
	Massa (kg)		Massa (kg)	
Pektin	26642,8		26642,8	
Lignin	58774,0		58774,0	
Selulosa	76185,4		76185,4	
Hemiselulosa	23425,5		23425,5	
Air	25254,9		25254,9	
Total	210282,6		210282,6	

2. Hammer Mill (C-120)

Berfungsi untuk memperkecil ukuran bahan baku kulit kakao menjadi partikel yang lebih halus.

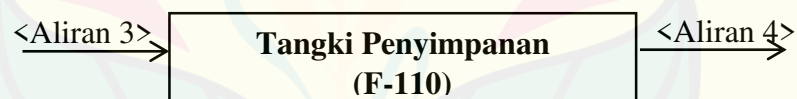


Tabel 5. 3 Neraca Massa *Hammer Mill (C-120)*

Komponen	Input	Output
	Aliran <2>	Aliran <3>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210282,6	210282,6

3. Tangki Penyimpanan (F-130)

Berfungsi untuk menyimpan bubuk kulit kakao untuk proses selanjutnya

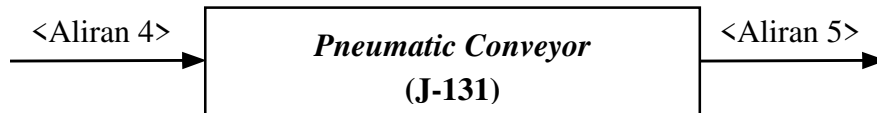


Tabel 5. 4 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-130)

Komponen	Input	Output
	Aliran <3>	Aliran <4>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210282,6	210282,6

4. *Pneumatic Conveyor* (J-131)

Berfungsi untuk mengangkut material bahan baku bubuk kulit kakao.

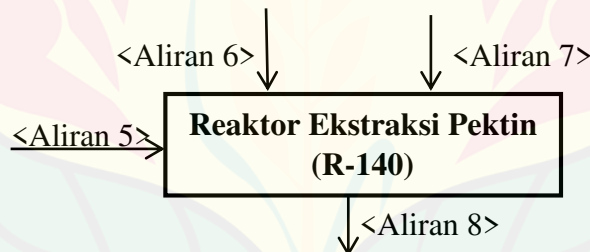


Tabel 5. 5 Neraca Massa *Pneumatic Conveyor* (J-131)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <4>		Aliran <5>	
	Massa (kg)		Massa (kg)	
Pektin	26642,8		26642,8	
Lignin	58774,0		58774,0	
Selulosa	76185,4		76185,4	
Hemiselulosa	23425,5		23425,5	
Air	25254,9		25254,9	
Total	210282,6		210282,6	

5. Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Berfungsi untuk melarutkan pektin dari bubuk kulit kakao menggunakan asam sitrat.

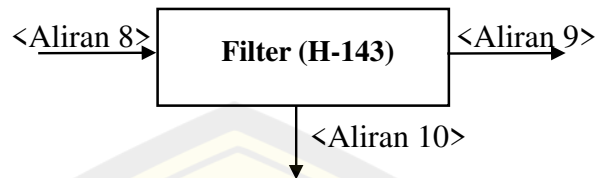


Tabel 5. 6 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Komponen	Input			Output
	Aliran <5>	Aliran <6>	Aliran <7>	Aliran <8>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	-	-	26642,8
Lignin	58774,0	-	-	58774,0
Selulosa	76185,4	-	-	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	-	-	23425,5
Air	25254,9	-	-	25254,9
Asam sitrat	-	42.322	-	42.322
Air	-	-	562.280	562.280
Total	814884,72			814884,72

6. Filter (H-143)

Berfungsi untuk memisahkan antara padatan bubuk kulit kakao dengan campuran ekstrak bubuk kulit kakao.

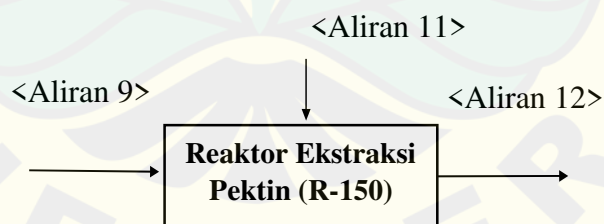


Tabel 5. 7 Neraca Massa Filter (H-142)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <8>	Aliran <9>	Aliran <10>	Aliran <10>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8	-	-
Lignin	58774,0	-	58774,0	-
Selulosa	76185,4	-	76185,4	-
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,5	-
Air	587.534,9	534739,9	-	-
Asam sitrat	42.322,1	38626,5	3695,6	-
Air 25%	-	-	52795	-
Total	814884,72	814884,72		

7. Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Berfungsi untuk mengekstrak pektin dari bubuk kulit kakao.



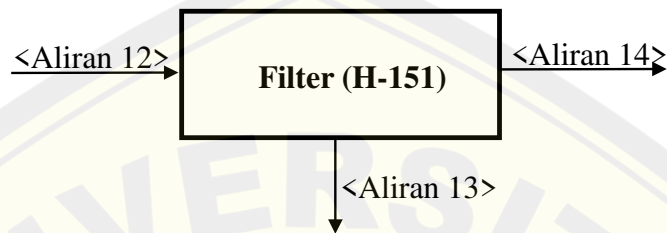
Tabel 5. 8 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Komponen	Input		Output
	Aliran <9>	Aliran <11>	Aliran <12>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin (liquid)	26642,8	-	-
Pektin padat	-	-	26.643

Asam sitrat	38.626,50	-	38.626,5
Air	534.739,94	-	534.740
Etanol 96%	-	315.605	315.605
Total	915.614,11		915.614,11

8. Filter Pektin (H-151)

Berfungsi untuk memisahkan filtrat pektin dan residu.

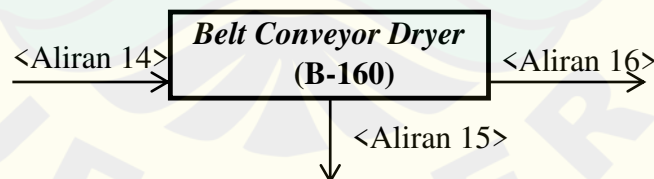


Tabel 5. 9 Neraca Massa Filter (H-151)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <12>	Aliran <13>	Aliran <14>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	
Pektin	26.642,8	-	26.642,81	
Asam sitrat	38.626,50	37.014,8	1.611,70	
Air	534.739,94	512.427,85	22.312,09	
Etanol	315.604,86	302.436,21	13.168,65	
Total	915.614,11		915.614,11	

9. Belt Conveyor Dryer (B-160)

Berfungsi untuk mengeringkan pektin gel.



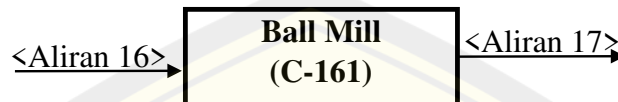
Tabel 5. 10 Neraca Massa Belt Conveyor Dryer (B-160)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <14>	Aliran <15>	Aliran <16>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	
Pektin	26.642,81	-	26.642,81	
Asam sitrat	1.611,70	1.369,94	241,74	

Air	22.312,09	18.965,28	3.346,81
Etanol	13.168,65	11.193,35	1.975,30
Total	63.735,25	63.735,25	

10. Ball Mill (C-161)

Berfungsi untuk menghaluskan pektin menjadi bubuk pektin.

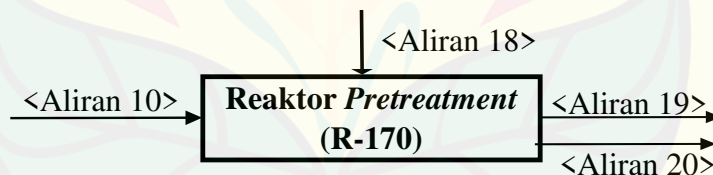


Tabel 5. 11 Neraca Massa *Ball Mill* (C-16)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <16>		Aliran <17>	
	Massa (kg)		Massa (kg)	
Pektin	26.642,81		26.642,81	
Asam sitrat	241,74		241,74	
Air	3.346,81		3.346,81	
Etanol	1.975,30		1.975,30	
Total	32.206,67		32.206,67	

11. Reaktor Pretreatment (R-170)

Berfungsi untuk melarutkan kandungan lignin menggunakan NaOH.



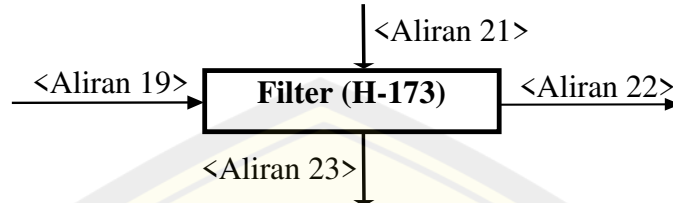
Tabel 5. 12 Neraca Massa Reaktor *Pretreatment* (R-170)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <10>	Aliran <18>	Aliran <19>	Aliran <20>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	58774,0	-	293,869	
Selulosa	76185,4	-	76185,4	
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,5	
Air	52795	-	52795	
NaOH 3%	-	95031	95031	
Lignin terlarut	-	-	58480,1	
Air	-	3.114.903		3.114.903

Total	3.421.113	3.421.113
--------------	------------------	------------------

12. Filter (H-173)

Berfungsi untuk memisahkan padatan hasil *pretreatment* dengan filtratnya.



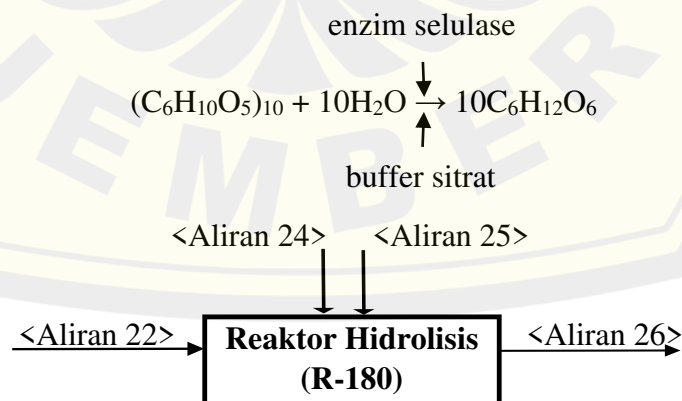
Tabel 5. 13 Neraca Massa *Filter* (H-173)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <19>	Aliran <21>	Aliran <22>	Aliran <23>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	58774,0	-	293,87	58.480,124
Selulosa	76185,4	-	76185,395	-
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,4844	-
Air	52795	-	68.256,754	-
NaOH	95031	-	-	95.031
Lignin terlarut	-	-	-	-
Air pencuci	-	52795	-	37.333,161
Total	359.005,712		359.005,712	

13. Reaktor Hidrolisis (R-180)

Berfungsi untuk menghasilkan hidrolisat dari bubuk kakao.

Reaksi hidrolisis glukosa dari kulit kakao adalah sebagai berikut :

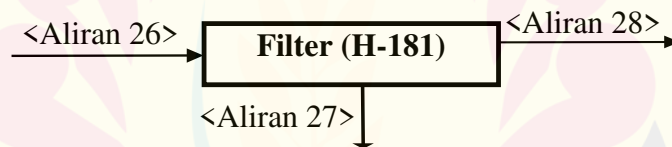


Tabel 5. 14 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (R-180)

Komponen	Input			Output
	Aliran <22>	Aliran <24>	Aliran <25>	Aliran <26>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	293,87	-	-	293,87
Selulosa	76185,395	-	-	69945,811
Hemiselulosa	23425,4844	-	-	21506,937
Air	68.256,754	-	-	-
Asam sitrat	-	408,30483	-	408,30483
Sodium sitrat	-	712,69076	-	712,69076
Air	-	89876,2934	-	158133,048
Enzim selulase	-	-	41,50	41,50
Glukosa	-	-	-	6239,584
Xylosa	-	-	-	1918,547174
Total		259.200		259.200

14. Filter (H-181)

Berfungsi untuk memisahkan residu sisa dengan filtrat gula.

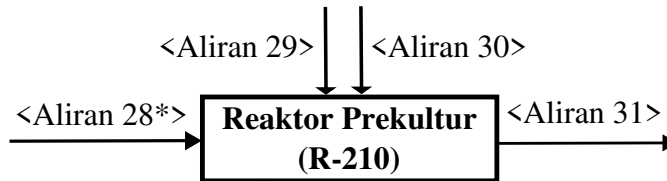


Tabel 5. 15 Neraca Massa *Filter* (H-181)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <26>	Aliran <27>	Aliran <28>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	
Lignin sisa	293,87	293,87	-	
Selulosa	69945,811	69945,811	-	
Hemiselulosa	21506,937	21506,937	-	
Air	158133,048	30582,206	127.550,842	
Asam sitrat	408,30483	-	408,3	
Sodium sitrat	712,69076	-	712,69	
Enzim selulase	41,50	41,50	33,47	
Glukosa	6239,584	-	6239,584	
Xylosa	1918,547174	-	1918,547174	
Total	259.200	259.200		

15. Reaktor Prekultur (R-210)

Berfungsi untuk mengembangbiakkan bakteri N1-4.



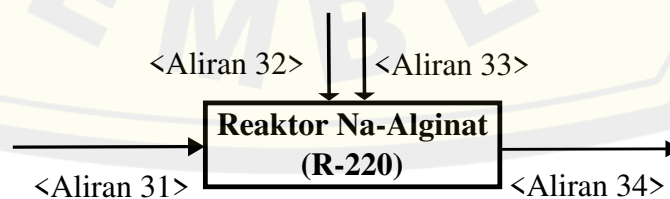
Tabel 5. 16 Neraca Massa Reaktor Prekultur (R-210)

Komponen	Input			Output
	Aliran <28*>	Aliran <29>	Aliran <30>	Aliran <31>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Tryptone bacto		27,37	-	-
Yeast Extract		9,12	-	-
CH ₃ COONH ₄		13,69	-	-
MgSO ₄ -7H ₂ O		1,37	-	-
FeSO ₄ -7H ₂ O		0,05	-	-
KH ₂ PO ₄		2,28	-	-
H ₂ O		4.508,24	-	-
Air	127.550,842		-	-
Asam sitrat	408,3		-	-
Sodium sitrat	712,69		-	-
Enzim selulase	33,47		-	-
Glukosa	6.240		-	-
Xylosa	1.919		-	-
Media refresh	-	-	2.027,61	-
Media prekultur	-	-	-	20.276,06
Total		20.276,06		20.276,06

<Aliran 28*>: 10% dari total <Aliran 28>

16. Tangki Na-Alginat (R-220)

Berfungsi untuk pembuatan sel imobilisasi.

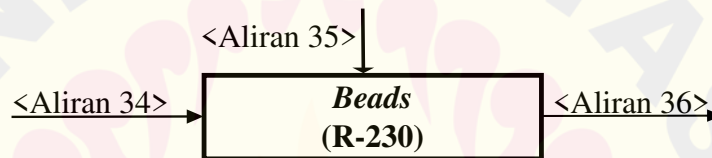


Tabel 5. 17 Neraca Massa Tangki Na-Alginat (R-220)

Komponen	Input			Output
	Aliran <31>	Aliran <32>	Aliran <33>	Aliran <34>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Media prekulturr	20.276,06	-	-	-
NaCl	-	1.723	-	-
Air	-	174.687	-	-
Na-Alginat	-	-	6.083	-
Sel imobil	-	-	-	202.761
Total	202.760,649			202.760,649

17. Beads (R-230)

Berfungsi untuk membentuk sel imobilisasi dalam bentuk beads.

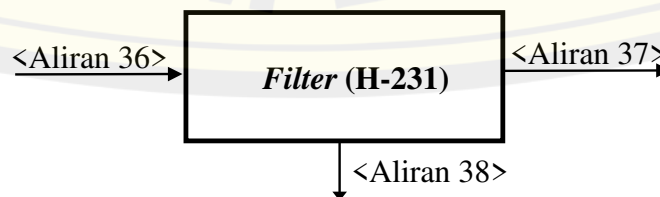


Tabel 5. 18 Neraca Massa *Beads* (R-230)

Komponen	Input		Output
	Aliran <35>	Aliran <34>	Aliran <36>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CaCl ₂ (s)	6.759	-	-
H ₂ O	218.531	-	-
Sel Imobil (l)	-	202.761	-
CaCl ₂ (l)	-	-	225.290
Sel imobil (s)	-	-	202.761
Total	428.050		428.050

18. Filter (H-231)

Berfungsi untuk memisahkan filtrat dengan sel *beads*.

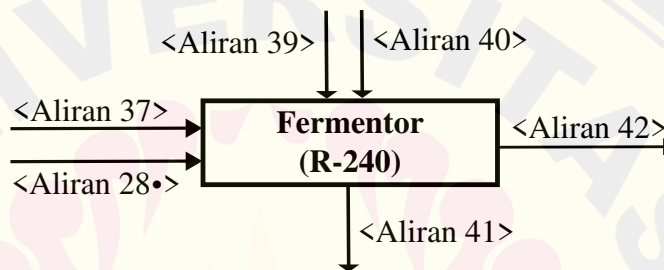


Tabel 5. 19 Neraca Massa *Filter* (H-231)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <36>	Aliran <37>	Aliran <37>	Aliran <38>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CaCl ₂ (l)	225.290	-	-	-
Sel imobil (s)	202.761	202.761	-	-
CaCl ₂ (l)	-	-	-	225.290
Total	428.050		428.050	

19. Fermentor (R-240)

Berfungsi untuk menghasilkan ABE.



Tabel 5. 20 Neraca Massa Fermentor (R-240)

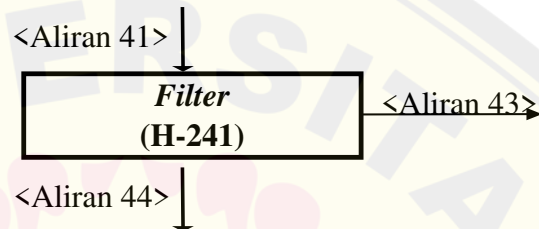
Komponen	Input				Output	
	Aliran <37>	Aliran <28•>	Aliran <39>	Aliran <40>	Aliran <41>	Aliran <42>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Glukosa	-	5.615,625	-	-	-	-
Xylosa	-	1.726,692	-	-	-	-
Asam sitrat	-	367,474	-	-	367,474	-
Sodium sitrat	-	641,422	-	-	641,422	-
Air	-	144.795,7	-	-	114.521,9	-
Enzim selulase	-	30,12	-	-	30,12	-
Sel imobil	202.761	-	-	-	202.761	-
Tryptone bacto	-	-	246,35	-	246,3542	-
Yeast extract	-	-	82,11	-	82,1181	-
CH ₃ COONH ₄	-	-	123,17	-	123,1771	-
MgSO ₄ -7H ₂ O	-	-	12,317	-	12,31771	-
FeSO ₄ -7H ₂ O	-	-	0,41	-	0,4106	-
KH ₂ PO ₄	-	-	20,52	-	20,5295	-
H ₂ O	-	-	40.574	-	40.574	-
Oleil alkohol	-	-	-	821.181	821.181	-

Tributirin	-	-	-	821.181	821.181	-
Butanol	-	-	-	-	2.034,6	-
Etanol	-	-	-	-	660,8	-
Aseton	-	-	-	-	729,69	-
CO ₂	-	-	-	-	-	4.140,2
H ₂	-	-	-	-	-	50,64
Total				2.009.358,036	2.009.358,036	

<Aliran 28•> : 90% dari <Aliran 28>

20. Filter (H-241)

Berfungsi untuk memisahkan ABE dengan sel imobil.



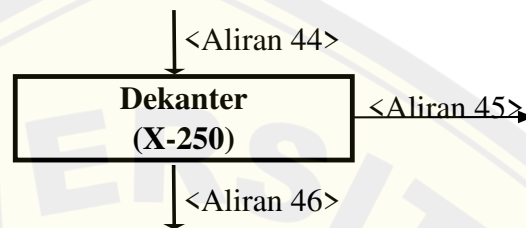
Tabel 5. 21 Neraca Massa *Filter* (H-241)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <41>	Aliran <43>	Aliran <44>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Asam sitrat	367,474	-	367,474
Sodium sitrat	641,421	-	641,421
Air	114521,98	-	114521,98
Enzim selulase	30,123	-	30,123
Sel imobil	202760,66	202760,66	-
Tryptone bacto	246,354	-	246,354
Yeast extract	82,118	-	82,118
CH ₃ COONH ₄	123,177	-	123,177
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	-	12,3177
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,410	-	0,410
KH ₂ PO ₄	20,529	-	20,529
H ₂ O	40574,12	-	40574,12
Oleil alkohol	821180,63	-	821180,63
Tributirin	821180,63	-	821180,63

Butanol	2034,69	-	2034,69
Etanol	660,8455	-	660,8455
Aseton	729,691	-	729,691
Total	2.005.167,201	2.005.167,201	

21. Dekanter (X-250)

Berfungsi untuk memisahkan ekstrak dengan TYA dan ABE

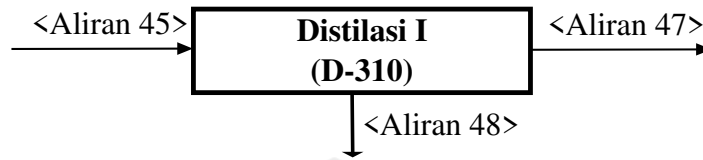


Tabel 5. 22 Neraca Massa Dekanter (X-250)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <44>	Aliran <45>	Aliran <46>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Asam sitrat	367,474	-	367,474	
Sodium sitrat	641,421	-	641,421	
Air	114521,98	-	114521,98	
Enzim selulase	30,123	-	30,123	
Tryptone bacto	246,354	-	246,354	
Yeast extract	82,118	-	82,118	
CH ₃ COONH ₄	123,177	-	123,177	
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	-	12,3177	
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,410	-	0,410	
KH ₂ PO ₄	20,529	-	20,529	
H ₂ O	40574,12	-	40574,12	
Oleil alkohol	821180,63	821180,63		-
Tributylin	821180,63	821180,63		-
Butanol	2034,69	2034,69		-
Etanol	660,8455	660,8455		-
Aseton	729,691	729,691		-
Total	1802406,531	1802406,531		

22. Distilasi I (D-310)

Berfungsi untuk memisahkan ABE dan ekstraktan.

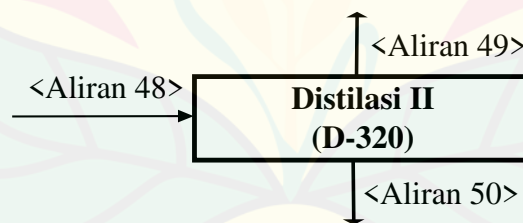


Tabel 5. 23 Neraca Massa Distilasi (D-310)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <45>	Aliran <47>	Aliran <48>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Oleil alkohol	821180,63	821180,63	-
Tributirin	821180,63	821180,63	-
Butanol	2034,69	10,173488	2024,524
Etanol	660,8455	3,3042278	657,541
Aseton	729,691	29,187675	700,504
Total	1.645.786,495	1.645.786,495	

23. Distilasi II (D-320)

Berfungsi untuk untuk memisahkan Aseton, etanol dengan butanol.

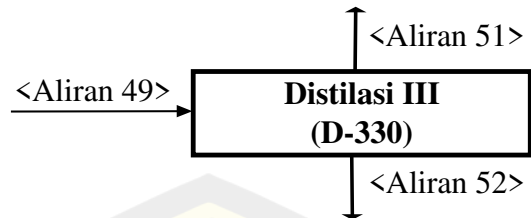


Tabel 5. 24 Neraca Massa Distilasi II (D-320)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <48>	Aliran <49>	Aliran <50>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Butanol	2024,524	-	2024,524
Etanol	657,541	654,2536253	14,01
Aseton	700,504	686,494105	3,2877
Total	3382,5695	3382,5695	

24. Distilasi III (D-330)

Berfungsi untuk memisahkan aseton dan etanol.



Tabel 5. 25 Neraca Massa Distilasi III (D-330)

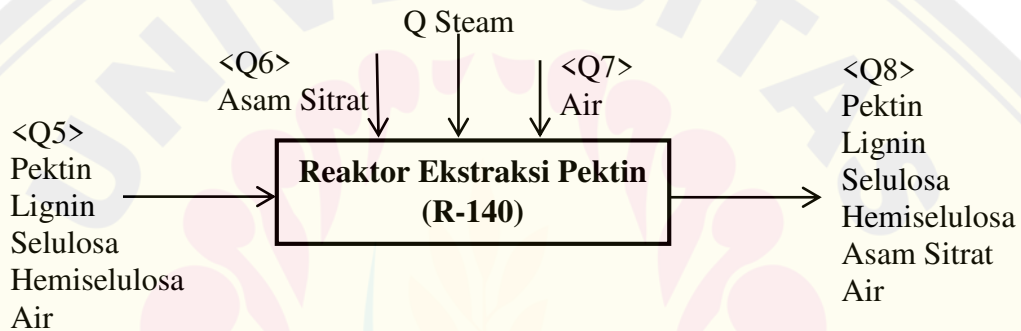
Komponen	Input	Output	
	Aliran <49>	Aliran <51>	Aliran <52>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Etanol	654,2536253	0,06543	654,247
Aseton	686,494105	686,4254	0,06865
Total	1340,747	1340,747	

BAB 6. NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 16.034,231 ton/tahun butanol
 : 16.034.231 kg/tahun butanol
 Operasi : 330 hari/tahun
 Basis Waktu : 1 jam
 Suhu Referensi : 25 °C = 298 K

1. Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Berfungsi untuk melarutkan pektin dari bubuk kulit kakao menggunakan asam sitrat.

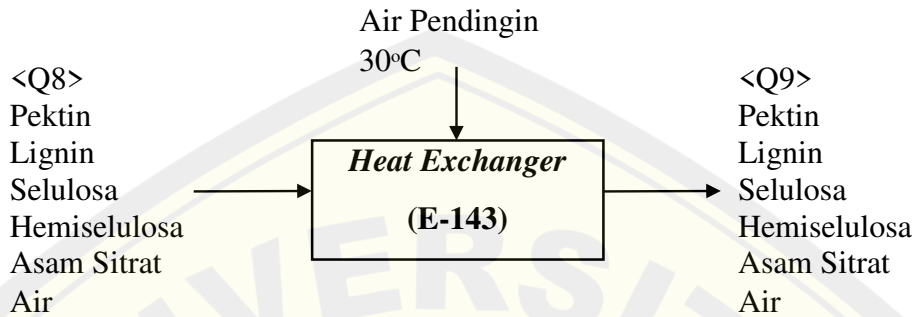


Tabel 6. 1 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q5		Q8	
Pektin	177.092	Pektin terekstrak	1.462.264
Lignin	392.316	Lignin	3.332.975
Selulosa	527.890	Selulosa	2.639.448
Hemiselulosa	160.695	Hemiselulosa	1.343.860
Air	527.647	Asam Sitrat	2.148.620
Q6		Air	61.406.985
Asam Sitrat	263.081		
Q7			
Air	11.747.605		
Q			
Q Steam	58.537.827		
Total	72.334.153	Total	72.334.153

2. Heat Exchanger (E-143)

Berfungsi untuk menurunkan suhu aliran dari *filter* sebelum masuk ke reaktor ekstraksi pektin

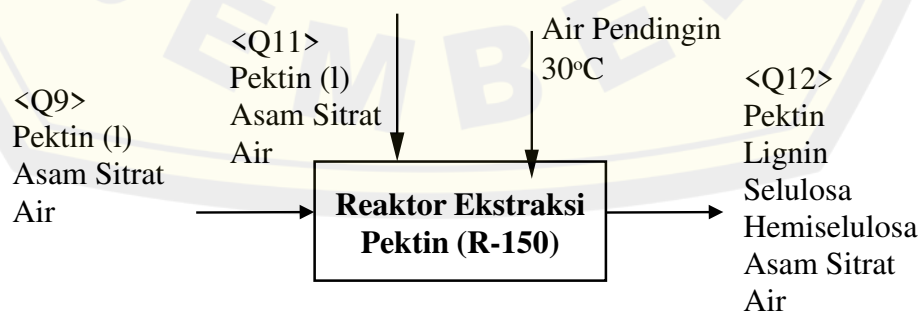


Tabel 6. 2 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-143)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Pektin terekstrak	1.462.264	Pektin terekstrak	292.453
Lignin	3.332.975	Lignin	666.595
Selulosa	2.639.448	Selulosa	527.890
Hemiselulosa	1.343.860	Hemiselulosa	268.772
Asam Sitrat	2.148.620	Asam Sitrat	429.724
Air	61.406.985	Air	12.275.251
		Q	
		Q lepas	57.873.468
Total	72.334.153	Total	72.334.153

3. Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Berfungsi untuk mengekstrak pektin dari bubuk kulit kakao.

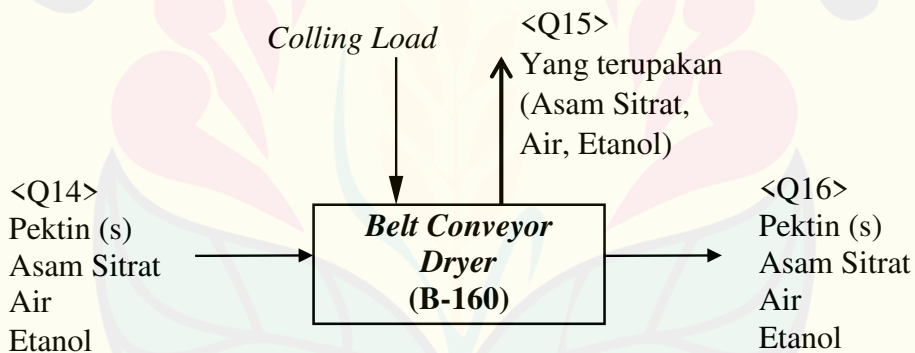


Tabel 6. 3 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q9		Q12	
Pektin (l)	292.453	Pektin (s)	177.092
Asam Sitrat	392.200	Asam Sitrat	392.200
Air	11.172.217	Etanol	5.368.713
Q11		Air	11.172.217
Etanol	5.368.713	Q	
		Q Lepas	115.360,61
Total	17.225.583	Total	17.225.583

4. *Belt Conveyor Dryer (B-160)*

Berfungsi untuk mengeringkan pektin gel.



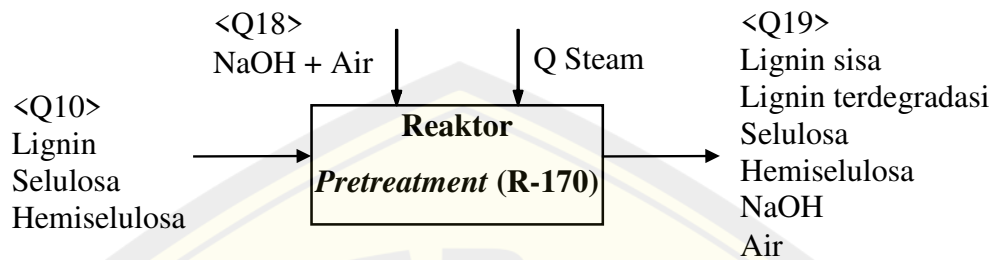
Tabel 6. 4 Neraca Panas *Belt Conveyor Dryer (B-160)*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q14		Q16	
Pektin (s)	177.092	Pektin (s)	708.369
Asam Sitrat	16.365	Asam Sitrat	15.055
Etanol	224.010	Etanol	206.089
Air	435.122	Air	400.512
Q		Q15	

Q Steam	592.059	Yang Teruapkan	114.622
Total	1.444.648	Total	1.444.648

5. **Reaktor Pretreatment (R-170)**

Berfungsi untuk melarutkan kandungan lignin menggunakan NaOH.

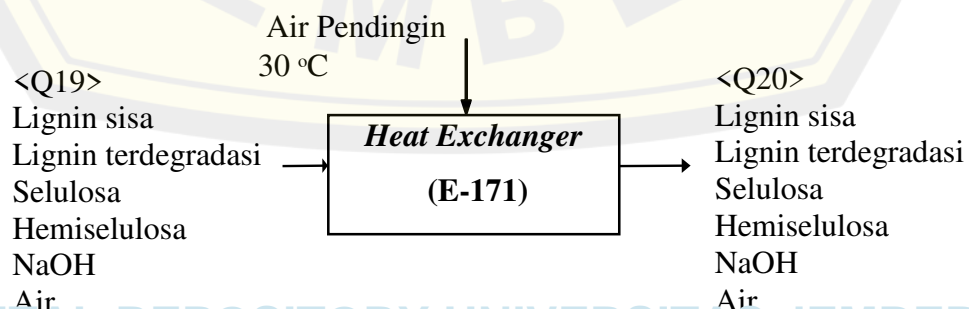


Tabel 6. 5 Neraca Panas Reaktor Pretreatment (R-170)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q10		Q19	
Lignin	666.595	Lignin sisa	49.995
Selulosa	883.421	Lignin terdegradasi	9.948.931
Hemiselulosa	268.772	Selulosa	13.251.321
Air	1.103.035	Hemiselulosa	4.031.579
Q18		NaOH	13.648.816
NaOH	621.265	Air	1.001.578.042
Air	65.079.048		
Q			
Q Steam	973.886.549		
Total	1.042.508.684	Total	1.42.508.684

6. **Heat Exchanger (E-171)**

Berfungsi untuk menurunkan suhu aliran dari reaktor pretreatment sebelum masuk ke gear pump dan filter.

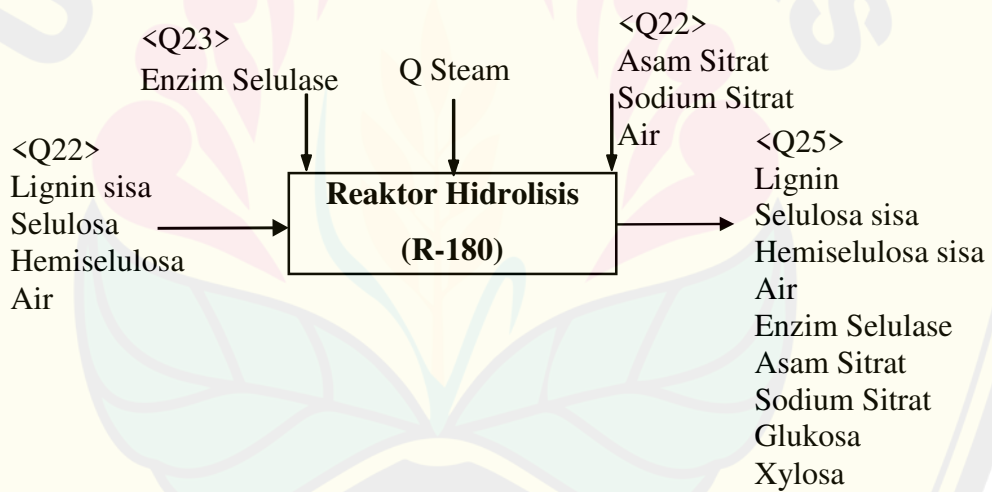


Tabel 6. 6 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-171)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Lignin sisa	49.995	Lignin sisa	16.665
Lignin terdegradasi	9.948.931	Lignin terdegradasi	3.316.310
Selulosa	13.251.321	Selulosa	4.417.107
Hemiselulosa	4.031.579	Hemiselulosa	1.343.860
NaOH	13.648.816	NaOH	4.549.605
Air	1.001.578.042	Air	330.910.411
		Q	
		Q lepas	697.954.726
Total	1.042.508.684	Total	1.042.508.684

7. Reaktor Hidrolisis (R-180)

Berfungsi untuk menghasilkan hidrolisat dari bubuk kakao.



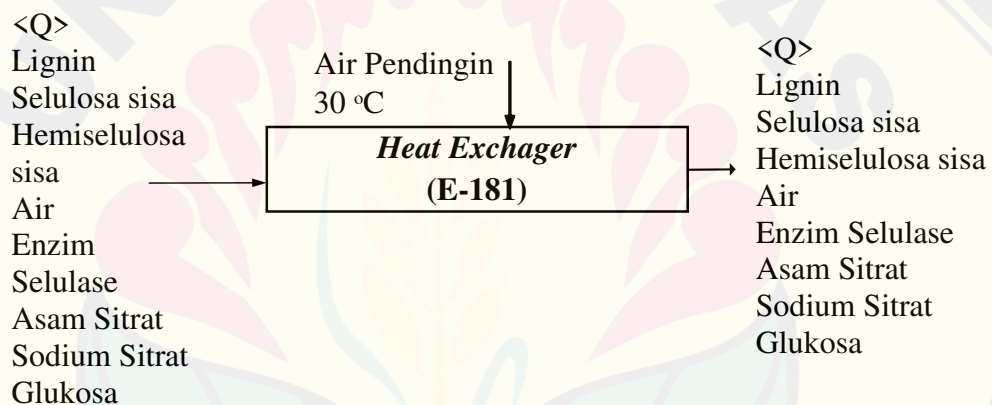
Tabel 6. 7 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis (R-180)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q22		Q25	
Lignin Sisa	9.808	Lignin	16.665
Selulosa	2.639.448	Selulosa sisa	4.127.786
Hemiselulosa	803.476	Hemiselulosa sisa	750.849
Air	7.131.124	Air	16.527.484

Q23		Enzim Selulase	2.406
Enzim Selulase	2.406	Asam Sitrat	20.729
Q24		Sodium Sitrat	24.894
Asam Sitrat	12.690	Glukosa	302.735
Sodium Sitrat	21.556	Xylosa	93.085
Air	375.593	ΔHr	
Q		ΔHr	5.815.835
Q Steam	16.686.366		
Total	27.682.468	Total	27.682.468

8. Heat Exchanger (E-181)

Berfungsi untuk menurunkan suhu aliran dari reactor hidrolisis sebelum masuk ke *filter*.



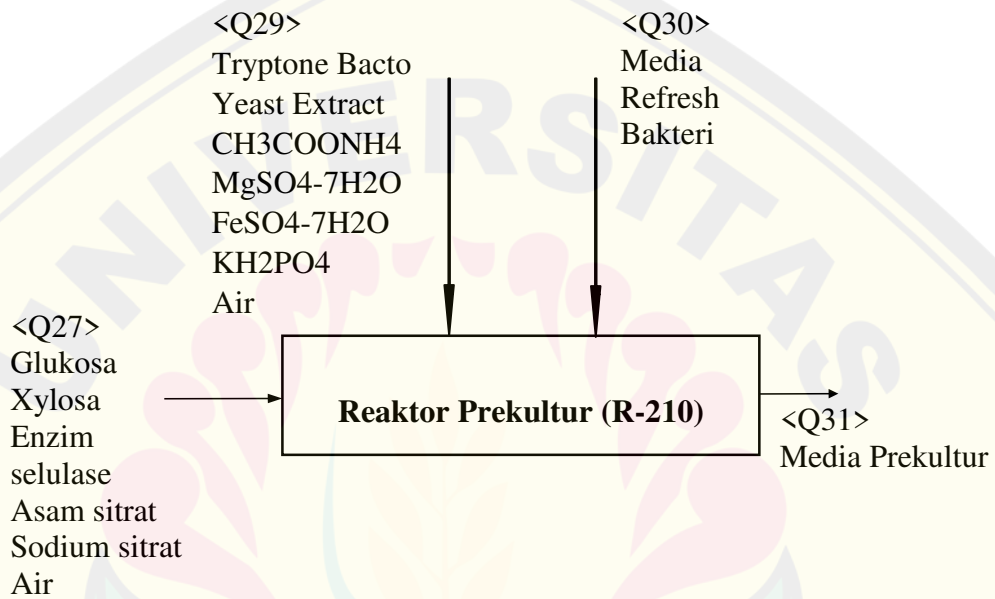
Tabel 6. 8 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-181)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Lignin	16.665	Lignin	3.333
Selulosa sisa	4.127.786	Selulosa sisa	825.557
Hemiselulosa sisa	750.849	Hemiselulosa sisa	150.170
Air	16.527.484	Air	3.303.843
Enzim Selulase	2.406	Enzim Selulase	481
Asam Sitrat	20.729	Asam Sitrat	4.146
Sodium Sitrat	24.894	Sodium Sitrat	4.979

Glukosa	302.735	Glukosa	60.547
Xylosa	93.085	Xylosa	18.617
		Q	
		Q Lepas	17.494.961
Total	21.866.633	Total	21.866.633

9. Reaktor Prekultur (R-210)

Berfungsi untuk mengembangbiakkan bakteri N1-4.



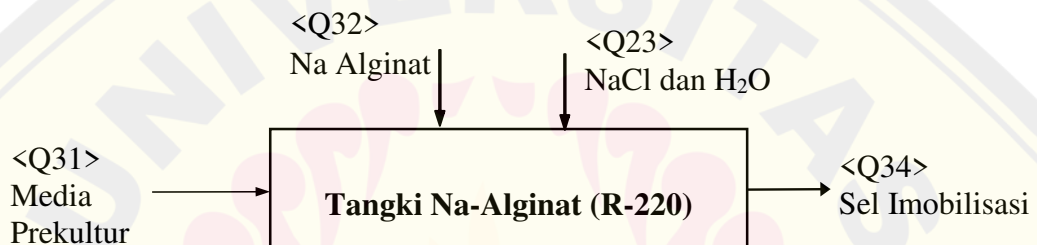
Tabel 6. 9 Neraca Panas Reaktor Prekultur (R-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q27		Q31	
Glukosa	7.571	Media Prekultur	414.941
Xylosa	2.328		
Enzim Selulase	34		
Asam Sitrat	415		
Sodium Sitrat	498		
Air	266.489		
Q29			
Tryptone bacto	572		
Yeast Extract	191		

CH3COONH4	253		
MgSO4-7H2O	17		
FeSO4-7H2O	1		
KH2PO4	17		
Air	94.185		
Q30			
Media Refresh	42.371		
Bakteri	0,042		
Total	414.941	Total	414.941

10. Tangki Na-Alginat (R-220)

Berfungsi untuk pembuatan sel terimobilisasi.

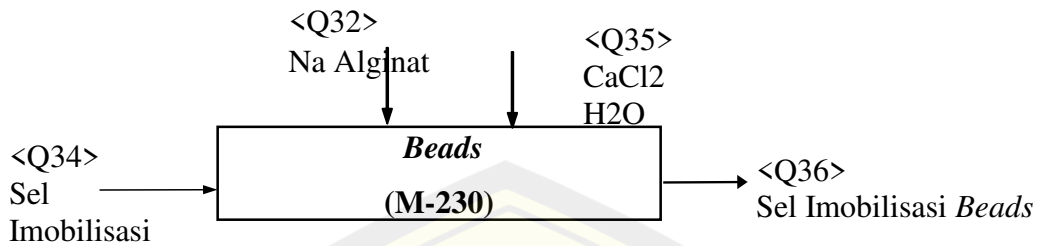


Tabel 6. 10 Neraca Panas Tangki Na-Alginat (R-220)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q31		Q34	
M. Prekultur	414.941	Sel terimobilisasi	4.151.865
Q32			
NaCL	9.955		
H2O	3.649.519		
Q33			
Na Alginat	77.449,499		
Total	4.151.865	Total	4.151.865

11. Beads (M-230)

Berfungsi untuk membentuk butiran sel imobilisasi

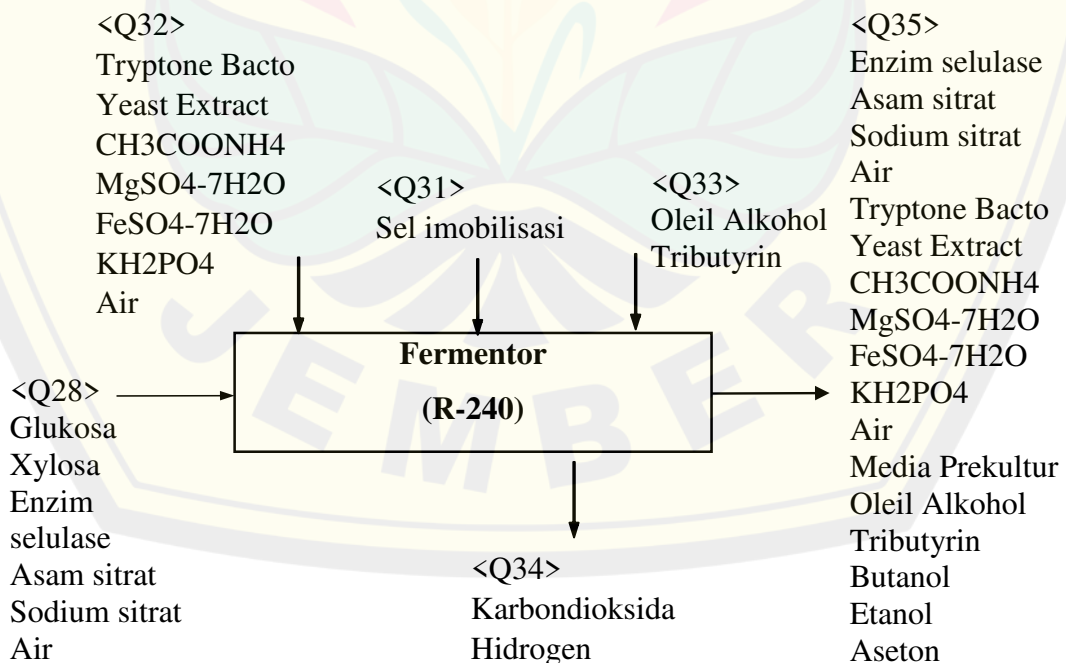


Tabel 6. 11 Neraca Panas *Beads* (M-230)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q33		Q28	
Sel terimobilisasi	4.151.865	Sel bead	8.786.865
Q31			
CaCL	69.277		
H2O	4.565.724		
Total	8.786.865	Total	8.786.865

12. Fermentor (R-240)

Berfungsi untuk menghasilkan ABE.

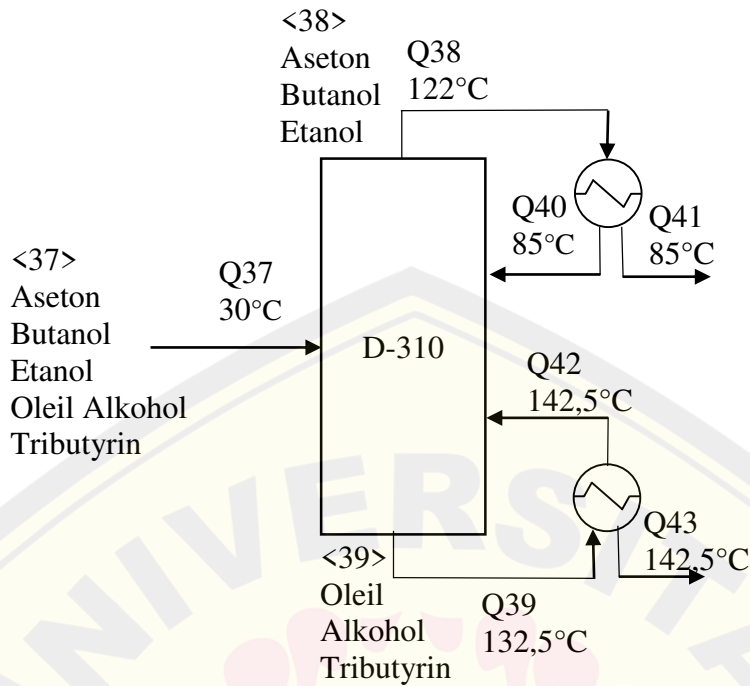


Tabel 6. 12 Neraca Panas Reaktor Fermentor (R-240)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q28		Q35	
Glukosa	68.136	Enzim Selulase	306
Xylosa	20.951	Asam Sitrat	3.731
Enzim Selulase	306	Sodium Sitrat	4.481
Asam Sitrat	3.731	Air	2.392.685
Sodium Sitrat	4.481	Tryptone bacto	5.147
Air	2.398.405	Yeast Extract	1.716
Q29		CH3COONH4	2.279
Tryptone bacto	5.147	MgSO4-7H2O	157
Yeast Extract	1.716	FeSO4-7H2O	5
CH3COONH4	2.279	KH2PO4	154
MgSO4-7H2O	157	Air	847.707
FeSO4-7H2O	5	Oleil Alkohol	13.130.098
KH2PO4	154	Tributyryn	10.796.355
Air	847.705	Media Prekultur	4.149.423
Q33		Aseton	10.585
Oleil Alkohol	13.130.098	Butanol	34.636
Tributyryn	10.796.355	Etanol	11244
Q31		Q34	
Media Prekultur	4.149.423	CO2	17.510
Q		H2	3.626
Q Steam	6.652.418	Δ Hr	
		Δ Hr 1	2.084.999
		Δ Hr 2	4.584.621
Total	38.081.465	Total	38.81.465

13. Kolom Distilasi I (D-310)

Berfungsi untuk memisahkan ABE dengan ekstrak (oleil alkohol dan tributyrin).

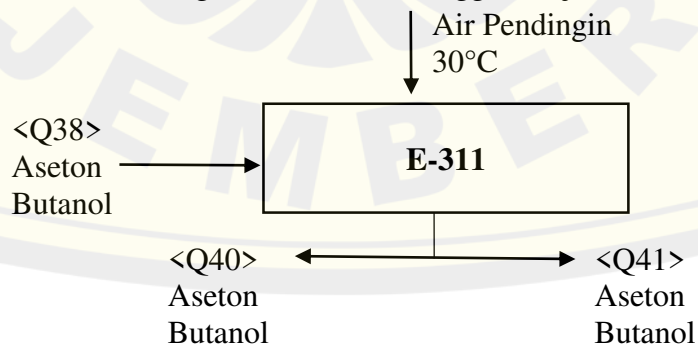


Tabel 6. 13 Neraca Panas Distilasi I (D-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Overall			
Qin	23.982.242	Qdistilat	982.332.228
Q reboiler	608.614.804	Qbottom	514.418.496
		Qlepas kondensor	- 864.153678
Total	632.597.046	Total	632.597.046

14. Kondensor (E-311)

Berfungsi untuk mendinginkan distilat sehingga menjadi cair.

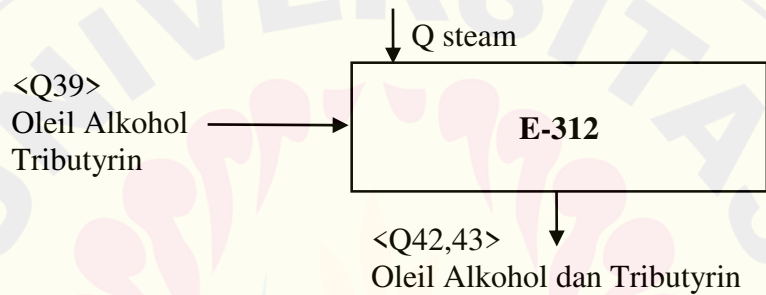


Tabel 6. 14 Neraca Panas Kondensor (E-311)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Qvap	954.802.973	Q41	71.827.597
		Q40	581.510.990
		Q	
		Qlepas	301.464.386
Total	954.802.973	Total	954.802.973

15. Reboiler (E-313)

Berfungsi untuk memisahkan ekstrak dari empuritesnya

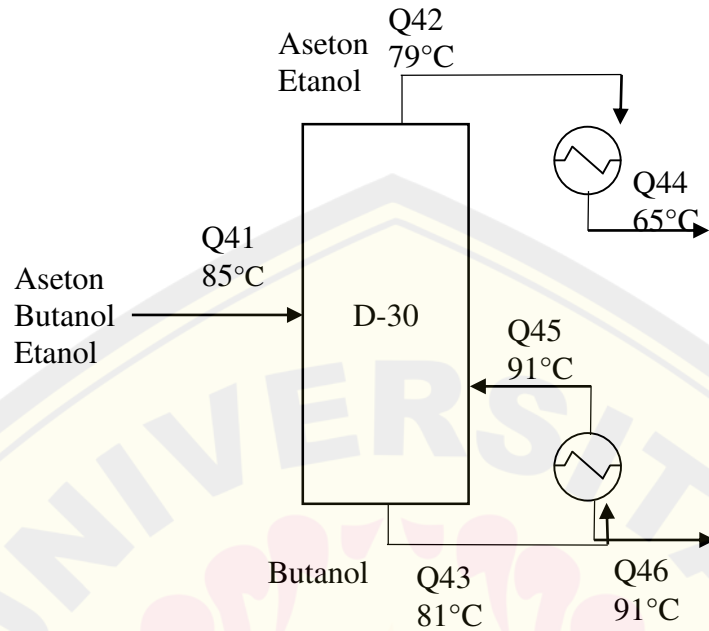


Tabel 6. 15 Neraca Panas *Reboiler* (E-312)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q39	468.931.914	Q43	516.782.109
Q			
Q steam	47.850.195		
Total	516.782.109	Total	516.782.109

16. Distilasi II (D-320)

Berfungsi untuk untuk memisahkan butanol dari campuran etanol dan aseton.

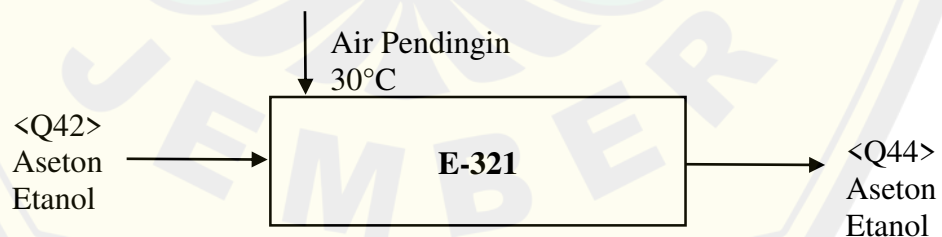


Tabel 6. 16 Neraca Panas Distilasi II (D-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q41	669.607	Q42	658.447
		Q43	11.160
Total	669.607	Total	669.607

17. Kondensor (E-321)

Berfungsi untuk mendinginkan distilar sehingga menjadi cair

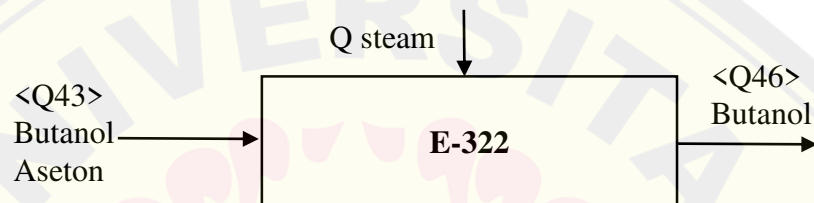


Tabel 6. 17 Neraca Panas Kondensor (E-321)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q42	248.780	Q44	168.664
Qvap	47.665	Q	
		Q lepas	127.781
Total	296.445	Total	296.445

18. Reboiler (E-322)

Berfungsi untuk memisahkan butanol dari impuritisnya

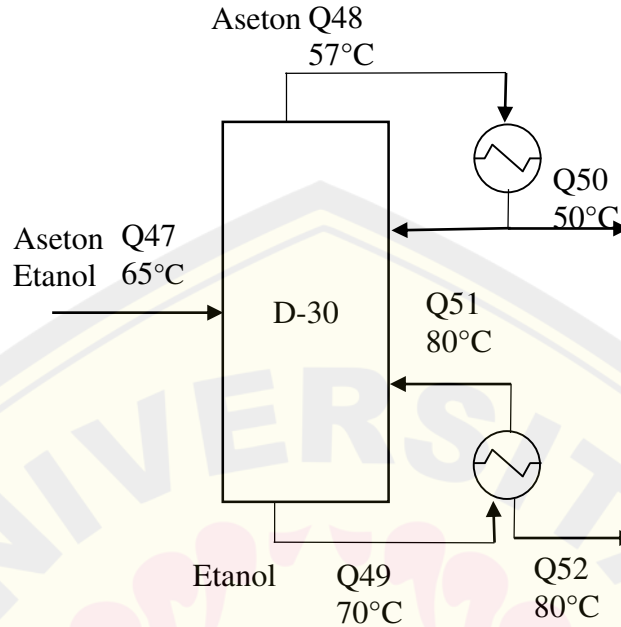


Tabel 6. 18 Neraca Panas Reboiler (E-322)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q43	388.204	Q46	458.731
Q			
Q steam	70.526,91		
Total	458.731	Total	458.731

19. Distilasi III (D-330)

Berfungsi untuk memisahkan aseton dan etanol.

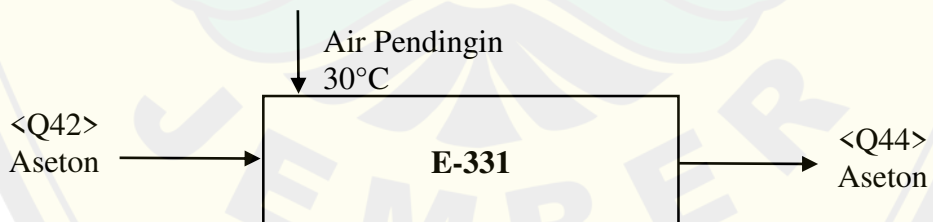


Tabel 6. 19 Neraca Panas Distilasi III (D-330)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q47	253.674	Q48	249.446
		Q49	4.228
Total	253.674	Total	253.674

20. Kondensor (E-331)

Berfungsi untuk mendinginkan distilat uap sehingga menjadi cair



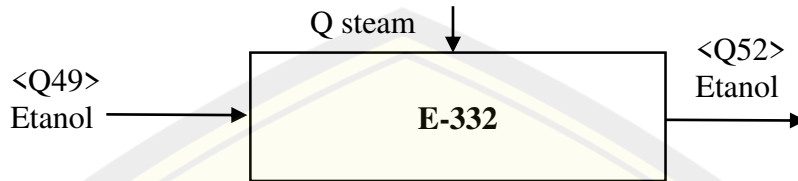
Tabel 6. 20 Neraca Panas Kondensor (E-331)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q48	20.003	Q50	49.773
		Q	

		Q lepas	-	29.770
Total	20.003	Total		20.003

21. Reboiler (E-332)

Berfungsi untuk memisahkan etanol dari empuritisnya



Tabel 6. 21 Neraca Panas *Reboiler* (E-332)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q49	100.676	Q52	123.050
Q			
Q steam	22.374,36		
Total	123.050	Total	123.050

BAB 7. SPESIFIKASI ALAT

1. Gudang Penyimpanan Kulit Kakao (F-110)

Fungsi	: Tempat penyimpanan kulit kakao
Bentuk	: Bangunan kubus dengan tutup prisma segiempat
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Material	: dasar semen dinding batako
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 210282,6 kg
Kondisi fisik	: Panjang : 51,1 m
	Lebar : 51,1 m
	Tinggi : 25,5 m

2. *Hammer Mill* (C-120)

Fungsi	: menghaluskan kulit kakao menjadi bubuk 80 mesh
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Material	: <i>Commercial steel C</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 210282,6 kg/jam
Kondisi Fisik	: Panjang : 0,762 m
	Tinggi : 0,762 m
Daya motor	: 1,14 Hp
Kecepatan	: 1200 rpm

3. Tangki Penyimpanan (F-130)

Fungsi	: menyimpan bubuk kakao hasil dari <i>hammer mill</i>
Bentuk	: Silo (Silinder tegak dengan torispherical dan <i>conical</i> bottom head)
Suhu	: 30 °C

- Tekanan : 1 atm
 Material : *Low alloy steel SA-203 Grade C*
 Kapasitas : 210282,6 kg
 Diameter Shell (D) : 9,145 m
 Diameter konis bawah : 1,443 m
 Tebal shell (ts) : 1/5 in
 Tebal *conical* : 3/8 in
 Tinggi silo : 64,91089 ft
 Jumlah : 1 buah
4. *Pneumatic Conveyor* (J-131)
- Fungsi : Menyalurkan bubuk kakao dari silo ke reaktor ekstraksi pektin (R-140)
 Bentuk/tipe : *Pressure sistem*
 Kapasitas : 210282,6 kg/jam
 Jumlah : 1 buah
 Fitting type : *long-radius 90° elbow pipe*
 Panjang pipa : 7,62 m
 Diameter pipa : 0,102 m
 Volume udara : 750 ft³/menit
- Blower**
- Fungsi : menarik dan menghembuskan udara pendorong bubuk kakao
 Kecepatan udara asuk : 43,18 m/s
 Daya : 25 Hp
- Cyclone**
- Fungsi : menangkap padatan bubuk kakao dari pipa conveyor
 Kecepatan udara masuk : 20 m/s
5. Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)
- Fungsi : tempat ekstraksi pektin dari bubuk kakao

Bentuk/tipe : silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dan *conical* dilengkapi pengaduk

Bahan : *Carbon steel SA-285 Grade A*

Kapasitas : 814.885 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Tinggi tangki : 9,461 m

Diameter luar (OD) : 216 in

Diameter dalam (ID) : 214,25 in

Tebal silinder (ts) : 2/3 in

Tebal tutup atas (tha) : 5/8 in

Tebal tutup bawah (thb): 3/4 in

Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle : 4 buah

Daya : 0,02705 Hp

6. *Heat Exchanger* (E-141)

Fungsi : Mendinginkan aliran sebelum masuk gear pump

Bentuk/tipe : Komersial steel/Shell Pipe Heat Exchanger

Kapasitas : 841.884,7 kg

Dimensi

- Shell	: Diameter dalam (IDs)	: 39,in
	Baffle spacing (B)	: 19,5 in
- Tube	: ID	: 0,65 in
	OD	: 0,75 in
	Nt	: 1377
	Pitch (Pt)	: ¾
	Panjang tube (l)	: 12 in

7. *Gear Pump* (L-142)

Fungsi : memompa bubuk kakao dari reaktor ekstraksi pektin menuju filter (H-143)

Bentuk/tipe : *Gear pump/Carbon steel*

<i>Nominal size pipe</i>	: 8, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 8,26 in
ID	: 7,981 in
Panjang	: 177,2 ft
Daya	: 0,45 Hp

8. *Plate and Frame Filter* (H-143)

Fungsi	: memisahkan padatan bubuk kakao dan cairan hasil ekstraksi pektin
Bentuk/tipe	: <i>Plate and frame filter press</i>
Bahan	: Metal
Jumlah plate and frame:	14 buah
Panjang filter	: 14 in = 0,3556 m
Ukuran filter press	: 35 x 35 in
Tebal tiap frame	: 1 in
Luas area filter	: 2.845 ft ²
Jumlah	: 1 buah

9. Reaktor Koagulan (R-150)

Fungsi	: untuk menggumpalkan filtrate pektin dengan etanol
Bentuk/tipe	: silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dan bagian bawah berbentuk konis 160° dilengkapi pengaduk
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Kapasitas	: 915.614 kg/jam
Jumlah	: 1 buah
Tinggi tangki	: 10,51275 m
Diameter luar (OD)	: 240 in
Diameter dalam (ID)	: 238,75 in
Tebal silinder (ts)	: 5/8 in

Tebal tutup atas (tha) : 1/2 in
 Tebal tutup bawah (thb): 5/8 in
 Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*
 Jumlah baffle : 4 buah
 Daya : 0,004558 Hp

10. *Plate and Frame Filter* (H-151)

Fungsi : memisahkan padatan pektin dan cairan hasil residu
 Bentuk/tipe : *Plate and frame filterpress*
 Bahan : Metal
 Jumlah plate and frame: 53 buah
 Panjang filter : 53 in = 1,3443 m
 Ukuran filter press : 35 x 35 in
 Tebal tiap frame : 1 in
 Luas area filter : 10.585 ft²
 Jumlah : 1 buah

11. *Gear Pump* (L-152)

Fungsi : memompa padatan pektin menuju *belt conveyor dryer* (B-160)
 Bentuk/tipe : *Gear pump*
 Nominal size pipe : 6, sch 40
 Elbow : 90°
 Jumlah : 1 unit
 OD : 6,625 in
 ID : 6,065 in
 Panjang : 70,5 ft
 Daya : 0,22 Hp

12. *Conveyor Belt Dryer* (B-160)

Fungsi : Untuk mengeringkan pektin sehingga kadar air dalam pektin berkurang
 Bahan/Tipe : Stainless steel A193 grade B8/Belt conveyor dryer
 Kapasitas : 62.249,55 kg/jam

Suhu : 45 °C

Dimensi

- Diameter : 1,87 m
- Panjang : 9,35 m
- Tebal shell : 1/5 in
- Tinggi bahan : 0,15 m

Time of passes : 1 jam

Jumlah flight : 46 buah

Laju udara masuk : 20 m/s

Power : 62 Hp

Jumlah : 1 unit

13. Ball Mill (C-161)

Fungsi : Menghaluskan pektin kering menjadi pektin bubuk

Kapasitas : 32.873,99 kg/jam

Jumlah : 1 unit

Type : Reversible Ball Mill

Bahan : Besi mild steel

Dimensi

- Ukuran : 48 x 90 in
- Ukuran feed max : 10 in

14. Reaktor Delignifikasi (R-170)

Fungsi : tempat melarutkan lignin menggunakan NaOH

Bentuk/tipe : silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* dan bagian bawah berbentuk *Conis 160°* dilengkapi pengaduk

Bahan : Carbon steel SA-285 Grade A

Kapasitas : 3.421.113 kg/jam

Jumlah : 2 buah

Tinggi tangki : 9,98711 m

Diameter luar (OD) : 228 in

Diameter dalam (ID) : 225 in
 Tebal silinder (ts) : 1 ½ in
 Tebal tutup atas (tha) : 1 1/8 in
 Tebal tutup bawah (thb): 1 1/2 in
 Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*
 Jumlah baffle : 4 buah
 Daya : 0,005182 Hp

15. *Heat Exchanger* (E-171)

Fungsi : Mendinginkan aliran sebelum masuk gear pump
 Bentuk/tipe : Komersial steel/Shell Pipe Heat Exchanger
 Kapasitas : 3.421.113,3 kg
 Dimensi
 - Shell : Diameter dalam (IDs) : 39,in
 : Baffle spacing (B) : 19,5 in
 - Tube : ID : 1,15 in
 : OD : 1,25 in
 : Nt : 1377
 : Pitch (Pt) : 1 1/4
 : Panjang tube (l) : 60in
 DP allowance : 10 psia
 Dirt factor (Rd) : 0,009
 Bahan :
 - Shell : Carbon steel
 - Tube : Carbon steel

16. *Gear Pump* (L-172)

Fungsi : memompa bubuk kakao hasil pretreatment dari reaktor delignifikasi menuju filter (H-173)
 Bentuk/tipe : *Gear pump*
 Nominal size pipe : 6, sch 40
 Elbow : 90°
 Jumlah : 1 unit

OD	: 6,625 in
ID	: 6,065 in
Panjang	: 92,1 ft
Daya	: 1,18 Hp

17. *Plate and Frame Filter* (H-173)

Fungsi	: memisahkan padatan bubuk kakao hasil pretreatment dan cairan residu
Bentuk/tipe	: <i>Plate and frame filterpress</i>
Bahan	: Metal
Jumlah <i>plate and frame</i> :	23 buah
Panjang filter	: 23 in = 0,5842 m
Ukuran filter	: 35 x 35 in
Tebal tiap frame	: 1 in
Luas area filter	: 4600 ft ²
Jumlah	: 1 buah

18. Tangki Penyimpanan (F-174)

Fungsi	: Menyimpan bubuk kakao hasil pretreatment
Bentuk/tipe	: silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> dan bagian bawah berbentuk conis 160°
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Kapasitas	: 168.162 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Tinggi tangki	: 9,99 m
Diameter luar (OD)	: 228 in
Diameter dalam (ID)	: 226 in
Dimensi	
Tebal silinder (ts)	: 1 in
Tebal tutup atas (tha)	: 1/3 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 3/8 in

19. Reaktor Hidrolisis (R-180)

Fungsi	: tempat konversi bubuk kakao menjadi gula pereduksi
Bentuk/tipe	: silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> dan bagian bawah berbentuk conis 160° dilengkapi pengaduk
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Kapasitas	: 259.200 kg/jam
Jumlah	: 1 buah
Tinggi tangki	: 7,9 m
Diameter luar (OD)	: 180 in
Diameter dalam (ID)	: 178,75 in
Tebal silinder (ts)	: 5/8 in
Tebal tutup atas (tha)	: 1/2 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 5/8 in
Jenis pengaduk	: <i>flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah baffle	: 4 buah
Daya	: 0,005192 Hp

20. *Plate and Frame Filter* (H-181)

Fungsi	: memisahkan padatan bubuk kakao hasil hidrolisis dan cairan residu
Bentuk/tipe	: <i>Plate and frame filterpress</i>
Bahan	: Metal
Jumlah plate and frame:	163 buah
Panjang filter	: 163 in = 4,142 m
Ukuran filter press	: 35 x 35 in
Tebal tiap frame	: 1 in
Luas area filter	: 32.621 ft ²
Jumlah	: 1 buah

21. Tangki Penyimpanan Hidrolisat Kakao (F-182)

Fungsi	: untuk menyimpan gula pereduksi hasil hidrolisis
--------	---

Bentuk/tipe	: Silinder dengan tutup atas berbentuk dishead dan bawah <i>conical</i> 160°
Bahan	: Carbon steel grade C
Kapasitas	: 136.864 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Tinggi tangki	: 8,9358 m
OD	: 204 in
ID	: 203,25 in
Tebal silinder (ts)	: 3/8 in
Tebal tutup atas (tha)	: 3/8 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 1/5 in

22. *Centrifugal Pump* (H-183)

Fungsi	: memompa hidrolisat kakao dari reaktor hidrolisis menuju tangki prekultur dan fermentor
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: 6, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 6,625 in
ID	: 6,065 in
Panjang	: 9 ft
Daya	: 0,0952 Hp

23. Reaktor Prekultur (R-210)

Fungsi	: Mengembangbiakkan bakteri
Bentuk/tipe	: silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> dan bagian bawah berbentuk konis 160° dilengkapi pengaduk
Bahan	: Carbon steel SA-285 Grade A
Kapasitas	: 20.276 kg/jam

Jumlah	: 1 buah
Tinggi tangki	: 7,9 m
Diameter luar (OD)	: 102 in
Diameter dalam (ID)	: 101,5 in
Tebal silinder (ts)	: 1/4 in
Tebal tutup atas (tha)	: 1/4 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 1/4 in
Jenis pengaduk	: <i>flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah baffle	: 4 buah
Daya	: 0,00427468 Hp

24. *Gear Pump* (L-211)

Fungsi	: memompa bubuk kakao hasil pretreatment dari reaktor delignifikasi menuju filter (H-173)
Bentuk/tipe	: Gear pump
Nominal size pipe	: 6, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 8,625 in
ID	: 7,981 in
Panjang	: 115,9 ft
Daya	: 0,62 Hp

25. Reaktor Na-Alginat (R-220)

Fungsi	: tempat pembentukan sel imobilisasi
Bentuk/tipe	: silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> dan bagian bawah berbentuk konis 160° dilengkapi pengaduk
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Kapasitas	: 202.760 kg/jam
Jumlah	: 1 buah
Tinggi tangki	: 8,4 m
Diameter luar (OD)	: 192 in

Diameter dalam (ID) : 191,125 in
 Tebal silinder (ts) : 4/9 in
 Tebal tutup atas (tha) : 3/8 in
 Tebal tutup bawah (thb): 1/4 in
 Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*
 Jumlah baffle : 4 buah
 Daya : 0,005007 Hp

26. Gear Pump (L-221)

Fungsi : memompa bubuk kakao hasil pretreatment dari reaktor delignifikasi menuju filter (H-173)
 Bentuk/tipe : Gear pump
 Nominal size pipe : 8, sch 40
 Elbow : 90°
 Jumlah : 1 unit
 OD : 8,625 in
 ID : 7,981 in
 Panjang : 115,9 ft
 Daya : 0,66 Hp

27. Mixer Beads (M-230)

Fungsi : tempat pembentukan butiran sel imobilisasi (*beads*)
 Bentuk/tipe : silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dan bagian bawah berbentuk konis 160° dilengkapi pengaduk
 Bahan : Carbon steel SA-285 Grade A
 Kapasitas : 428.050,3 kg/jam
 Jumlah : 1 buah
 Tinggi tangki : 7,9 m
 Diameter luar (OD) : 180 in
 Diameter dalam (ID) : 179,125 in
 Tebal silinder (ts) : 4/9 in

Tebal tutup atas (tha) : 3/8 in
 Tebal tutup bawah (thb): 1/3 in
 Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*
 Jumlah baffle : 4 buah
 Daya : 0,004275 Hp
 ID : 7,981 in
 Panjang : 115,9 ft
 Daya : 0,66 Hp

28. Centrifuge Filter (H-231)

Fungsi : memisahkan sel imobilisasi bundar dengan larutan CaCl₂
 Bentuk/tipe : *Plate and frame filter press*
 Bahan : Metal
 Jumlah plate and frame: 6 buah
 Panjang filter : 6 in
 Ukuran filter press : 35 x 35 in
 Tebal tiap frame : 1 in
 Luas area filter : 2.186 ft²
 Jumlah : 1 buah

29. Fermentor (R-240)

Fungsi : Tempat fermentasi pembentukan ABE
 Bentuk/tipe : silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* dan bagian bawah berbentuk konis 160° dilengkapi pengaduk
 Bahan : Stainless steel SA-240 Grade M tipe 316
 Kapasitas : 2.009.358,4 kg/jam
 Jumlah : 4 unit
 Tinggi tangki : 10,347198 m
 Diameter luar (OD) : 240 in
 Diameter dalam (ID) : 238,75 in
 Tebal silinder (ts) : 5/8 in

Tebal tutup atas (tha) : 3/8 in
 Tebal tutup bawah (thb): 4/9 in
 Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*
 Jumlah baffle : 4 buah
 Daya : 5,4176737 Hp
 Tinggi jaket : 9,14 m
 OD jaket : 248, 75 in
 ID Jaket : 239,375 in
 Asumsi jarak jaket : 5 in

30. *Centrifuge Filter* (H-241)

Fungsi : memisahkan sel imobil dengan ekstraktan, produk ABE dan TYA.
 Bentuk/tipe : *Plate and frame filterpress*
 Bahan : Metal
 Jumlah plate and frame: 23 buah
 Panjang filter : 23 in
 Ukuran filter press : 35 x 35 in
 Tebal tiap frame : 1 in
 Luas area filter : 4.600 ft²
 Jumlah : 1 buah

31. *Centrifugal Pump* (L-242)

Fungsi : memompa sel imobil ke fermentor (R-240)
 Bentuk/tipe : *Centrifugal pump*
 Nominal size pipe : 1 ¼ , sch 40
 Elbow : 90°
 Jumlah : 1 unit
 OD : 1,66 in
 ID : 1,380 in
 Panjang : 6 m
 Daya : 0,30546 Hp

32. *Centrifugal Pump* (L-243)

Fungsi	: memompa TYA, ABE dan ekstraktn ke dekanter
Bentuk/tipe	: Stainless steel 304/ <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: $\frac{3}{4}$, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 1,1 in
ID	: 0,824 in
Panjang	: 6 m
Daya	: 0,08680 Hp

33. Dekanter (X-250)

Fungsi	: Untuk memisahkan larutan TYA dengan ekstraktn dan produk ABE
Bentuk/tipe	: Silinder vertical dengan tutup berbentuk bawah torispherical dan tutup atas dishead head
Bahan	: stainless steel AISI-316
Kapasitas	: 1802406,5 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Diameter dalam (ID)	: 4,65312 m
Diameter luar (OD)	: 4,65412 m
Tebal silinder (ts)	: 2/5 in
Tebal tutup (th)	: 1/8 in
Tinggi decanter	: 9,3062 m

Dimensi pipa inlet

Diameter dalam (ID)	: 8 5/8 in
Diameter luar (OD)	: 8 m

Dimensi pipa outlet

Diameter dalam (ID)	: 2,375 m
Diameter luar (OD)	: 2,067 m

Dimensi pipa top produk

Diameter dalam (ID)	: 6,625 m
Diameter luar (OD)	: 6,065 m

34. *Centrifugal Pump* (L-251)

Fungsi	: memompa sel imobil ke fermentor (R-240)
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: 8, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 8,625 in
ID	: 7,981 in
Panjang	: 115,9 m
Daya	: 0,30546 Hp

35. Distilasi I (D-310)

Fungsi	: memisahkan ekstraktn dengan ABE
Tipe kolom	: tray
Jenis tray	: sieve tray
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-240 Grade B
Jumlah stage	: 25,882 = 26 stage
Tray spacing	: 0,61 m
Ketebalan tray	: 5 mm
Diameter hole	: 5 mm
Tinggi weir	: 12 m
Panjang weir	: 0,0074104 mm
Diameter kolom	: 0,5 m
Kolom area	: 0,0026 m
Downcomer area	: 0,12 m
Net area	: 0,002 m ²
Active area	: 0,014821 m ²
Hole area	: 0,8201 m ²
Area of hole	: 0,000021 m ²
Jumlah hole	: 38782,83 holes
Downcomer residence time	: 2,117 detik
Tebal silinder	: 3/16 in

Tebal head : 3 in
 Tebal tutup bawah : ¼ in
 Tinggi kolom : 21,96 m

36. Kondensor (E-311)

Fungsi : mengubah fase aseton, butanol, etanol (ABE) dari uap menjadi cair

Tipe : *Shell Tube Heat Exchanger*

Kapasitas : 3382,6 kg

Dimensi

- Shell : Diameter dalam (IDs) = 35 in
 Baffle spacing (B) = 17,5 in
 - Tube : Diameter dalam (ID) = 0,65 in
 Diameter luar (OD) = 0,75 in
 Nt = 1330
 Pitch (Pt) = ¾
 Panjang tube (l) = 5 in

DP allowance : 10 psia

Dirt factor (Rd) : 0,006

Bahan : - Shell : Carbon steel
 - Tube : Carbon steel

37. *Centrifugal Pump* (L-312)

Fungsi : memompa ABE menuju distilasi II (D-320)

Bentuk/tipe : *Centrifugal pump*

Nominal size pipe : 6, sch 40

Elbow : 90°

Jumlah : 1 unit

OD : 6,525 in

ID : 6,548 in

Panjang : 7 m

Daya : 0,0549 Hp

38. Reboiler (E-313)

Fungsi	: Memisahkan ekstraktan dari impuritiesnya
Tipe	: <i>Shell Tube Heat Exchanger</i>
Kapasitas	: 1642361,3 kg
Dimensi	
- Shell	: Diameter dalam (IDs) = 35 in Baffle spacing (B) = 21 in
- Tube	: Diameter dalam (ID) = 0,65 in Diameter luar (OD) = 0,75 in Nt = 2 Pitch (Pt) = $\frac{3}{4}$ Panjang tube (l) = 5 in
DP allowance	: 10 psia
Dirt factor (Rd)	: 0,0012
Bahan	: - Shell : Carbon steel - Tube : Carbon steel

39. *Centrifugal pump* (L-314)

Fungsi	: memompa ekstraktan menuju fermentor (R-240)
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: 4, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 4,5 in
ID	: 4,25 in
Panjang	: 6 m
Daya	: 0,27 Hp

40. Distilasi II (D-320)

Fungsi	: memisahkan aseton dan etanol dengan butanol
Tipe kolom	: tray
Jenis tray	: sieve tray

Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-240 Grade B
Jumlah stage	: 26 stage
Tray spacing	: 0,61 m
Ketebalan tray	: 5 mm
Diameter hole	: 5 mm
Tinggi weir	: 12 m
Panjang weir	: 1,404472 mm
Diameter kolom	: 1,82 m
Kolom area	: 5,7273 m
Downcomer area	: 0,9841 m
Net area	: 7,216 m ²
Active area	: 2,808944 m ²
Hole area	: 0,8201 m ²
Area of hole	: 0,000021 m ²
Jumlah hole	: 41.786,33 holes
Downcomer residence time	: 11,75965 detik
Tebal silinder	: 1/4 in
Tebal head	: 0,3 in
Tebal tutup bawah	: 5,6 in
Tinggi kolom	: 18,91 m
41. Kondensor (E-321)	
Fungsi	: mengubah fase aseton, etanol dari uap menjadi cair
Tipe	: <i>Shell Pipe Heat Exchanger</i>
Kapasitas	: 1341 kg
Bahan	: - Shell : Carbon steel - Tube : Carbon steel
42. <i>Centrifugal Pump</i> (L-322)	
Fungsi	: memompa aseton dan etanol menuju distilasi III (D-330)
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>

Nominal size pipe	: 6, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
Panjang	: 4 m
Daya	: 0,0618 Hp

43. *Reboiler* (E-323)

Fungsi	: Memisahkan etanol dari impuritiesnya
Tipe	: shell pipe heat exchanger
Kapasitas	: 1642361,3 kg

44. *Centrifugal pump* (L-324)

Fungsi	: memompa butanol menuju tangki penyimpanan butanol
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: 6, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 4 in
ID	: 3,548 in
Panjang	: 4 m
Daya	: 0,0615 Hp

45. Tangki Penyimpanan (F-325)

Fungsi	: Menyimpan butanol 99,5% hasil dari distilasi 2
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Material	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 2024,524 kg/batch butanol

Kondisi fisik : Panjang : 6,84 m
 Lebar : 6,84 m
 Tinggi : 4,51 m

46. Distilasi III (D-330)

Fungsi : memisahkan aseton dengan etanol
 Tipe kolom : tray
 Jenis tray : sieve tray
 Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade B
 Jumlah stage : 30 stage
 Tray spacing : 0,61 m
 Ketebalan tray : 5 mm
 Diameter hole : 5 mm
 Tinggi weir : 12 m
 Panjang weir : 0,04 mm
 Diameter kolom : 0,9 m
 Kolom area : 0,002 m
 Downcomer area : 0,12 m
 Net area : 0,002 m²
 Active area : 0,0083 m²
 Hole area : 0,0002 m²
 Area of hole : 0,000021 m²
 Jumlah hole : 8,53267 holes
 Downcomer residence time : 2,117334 detik
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tebal head : 3 in
 Tebal tutup bawah : 1/4 in
 Tinggi kolom : 21,96 m

47. Kondensor (E-331)

Fungsi : Mengubah fase aseton dari uap menjadi cair
 Tipe : Double Pipe Heat Exchanger
 Kapasitas : 686,43

Dimensi

- Annulus	: IPS	: 4 in
	No	: 80
	ID	: 3,836 in
	OD	: 4,5 in
- Pipe	: IPS	: 3 in
	No	: 80
	ID	: 2,9 in
	OD	: 3,5 in
DP allowance	: 10 psia	
Dirt factor (Rd)	: 0,001	
Bahan	:	- Annulus : Carbon steel
		- Pipe : Caron steel

48. *Centrifugal Pump* (L-332)

Fungsi	: memompa aseton ke tangki penyimpanan aseton (F-333)
Bentuk/tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Nominal size pipe	: 1/4, sch 80
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 1 1/2 in
ID	: 7/8 in
Panjang	: 3 m
Daya	: 0,0983 Hp

49. Tangki Penyimpanan Aseton (F-333)

Fungsi	: Menyimpan aseton hasil dari distilasi 3
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Material	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 875,5426729 L
 Kondisi fisik : OD : 48 in
 Lebar : 47,625 in
 Tinggi : 1,9982 m

50. *Reboiler* (E-334)

Fungsi : Mengubah fase etanol dari uap menjadi cair
 Tipe : Double Pipe Heat Exchanger
 Kapasitas : 657,54 kg
 Dimensi
 - Annulus : IPS : 4 in
 No : 80
 ID : 3,836 in
 OD : 4,5 in
 - Pipe : IPS : 3 in
 No : 80
 ID : 2,9 in
 OD : 3,5 in
 DP allowance : 10 psia
 Dirt factor (Rd) : 0,001
 Bahan : - Annulus : Carbon steel
 - Pipe : Caron steel

51. *Centrifugal Pump* (L-335)

Fungsi : memompa etanol ke tangki penyimpanan etanol (F-336)
 Bentuk/tipe : Komersial steel/*Centrifugal pump*
 Nominal size pipe : , sch 80
 Elbow : 90°
 Jumlah : 1 unit
 OD : 1 5/8 in
 ID : 1 in

Panjang	: 5 m
Daya	: 0,0962 Hp
52. Tangki Penyimpanan Etanol (F-336)	
Fungsi	: Menyimpan etanol hasil dari distilasi 3
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Material	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 0,087563024 L
Kondisi fisik	: OD : 12 in
	: ID : 11,625 in
	: Tinggi : 0,6266 m

BAB 8. UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik agar dapat berjalan dengan lancar sesuai yang telah direncanakan. Tidak hanya bahan baku dan bahan pendukung, namun kebutuhan infrastruktur juga harus terpenuhi dalam sebuah pabrik. Tidak adanya unit penunjang akan mengakibatkan tidak berjalannya proses produksi. Unit utilitas menunjang aspek-aspek yang dibutuhkan pada proses produksi, yaitu meliputi kebutuhan air proses, air pendingin, steam, listrik, bahan bakar dan *refrigerant*. Berikut merupakan rincian kebutuhan penunjang pabrik biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi dengan kapasitas 3.200 kulit kakao.

Kebutuhan total air	= 6.530.343.144 kg/jam (pengambilan awal)
Kebutuhan total air	= 721.223 m ³ /jam (pengambilan selanjutnya)
Kebutuhan steam	= 21,35303 MW/batch
Kebutuhan listrik	= 42,54256015 kW = 31,73674987 Hp
Kebutuhan bahan bakar	= 44,81 L/jam = 1075 L/hari

Utilitas yang terdapat dalam pabrik biobutanol kulit kakao ini terdiri atas :

1. Utilitas Air
Berfungsi untuk pemanfaatan air bersih untuk pengolahan dan produksi biobutanol.
2. *Heat Exchanger Network* (HEN)
Berfungsi untuk menghemat penggunaan energi dalam produksi biobutanol dan memberikan rancangan kebutuhan energi yang optimal.
3. Unit Penyediaan Air
Berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air pendingin, air proses, air sanitasi dan air pengisi reboiler.
4. Utilitas Steam
Berfungsi sebagai penyedia kebutuhan steam pada proses pemanasan dan supply pembangkit listrik.
5. Utilitas Listrik

Berfungsi sebagai penyedia kebutuhan listrik bagi alat-alay bangunan, jalan raya dan sebagainya.

6. Unit Bahan Bakar

Berfungsi sebagai penyedia kebutuhan bahan bakar, bagi alat-alat generator, boiler dan sebagainya.

7. Unit Pengolahan Limbah

Berfungsi sebagai pengolahan limbah pabrik berupa limbah cair, padat maupun gas dari proses pabrik.

8.1 Heat Exchanger Network (HEN)

Heat Exchanger Network (HEN) merupakan metode untuk penghematan penggunaan energy dalam proses industri. Pengaplikasian HEN dapat memberikan rancangan kebutuhan energi yang optimal serta dapat mengetahui jumlah minimum alat penukar yang seharusnya diperlukan.

8.1.1 Menentukan Data Aliran Panas dan Dingin

Asumsi : $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$

- Aliran panas:

$$Ts * = Ts - \frac{1}{2} \Delta T_{min}$$

$$Tt * = Tt - \frac{1}{2} \Delta T_{min}$$

- Aliran dingin:

$$Ts * = Ts + \frac{1}{2} \Delta T_{min}$$

$$Tt * = Tt + \frac{1}{2} \Delta T_{min}$$

Keterangan:

Ts : *Supply Temperature* ($^{\circ}\text{C}$)

Tt : *Target Temperature* ($^{\circ}\text{C}$)

Pada perancangan pabrik biobutanol ini terdapat beberapa alat penukar panas yang melingkup *cooler*, kondenser, dan *reboiler*. Adapun data aliran alat penukar panas pada prarancangan pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 8.1 untuk

aliran panas dan Tabel 8.2 dingin. CP dicari dengan mengalikan Cp masuk dikali mass flow rate (kg/jam).

Tabel 8. 1 Data Aliran Panas Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao

No.	Exchanger	Stream		Alat	CP	Ti	To	Ts	Tt
					(MWh/°C)				
1.	H1-H2	8	9	R-140	3,249	50	30	45	25
2.	H3-H4	18	19	R-170	14,522	100	50	95	45
3.	H5-H6	24	25	R-180	1,493	50	30	45	25
4.	H7-H8	37	39	E-311	0,663	122	85	117	80
5.	H9-H10	44	46	E-321	0,001	79	65	74	60
6.	H11-H12	50	52	E-331	0,321	57	50	52	45

Tabel 8. 2 Data Aliran Dingin Pabrik Biobutanol dari Kulit Kakao

No.	Exchanger	Stream		Alat	CP	Ti	To	Ts	Tt
					(MWh/°C)				
7.	C1-C2	5	8	R-140	3,400	30	50	35	55
8.	C3-C4	36	37	D-310	3,497	30	122	35	127
9.	C5-C6	9	10	R-170	0,726	30	100	35	105
10.	C7-C8	40	42	E-113	1,311	133	143	138	148
11.	C9-C10	47	49	E-322	0,003	81	91	86	96
12.	C11-C12	50	52	E-332	0,291	70	80	75	85
13.	C12-C13	14	16	B-160	0,189	30	45	35	50

Ti = Inlet Temperature

To = Outlet Temperature

Ts = Supply Temperature

Tt = Target Temperature

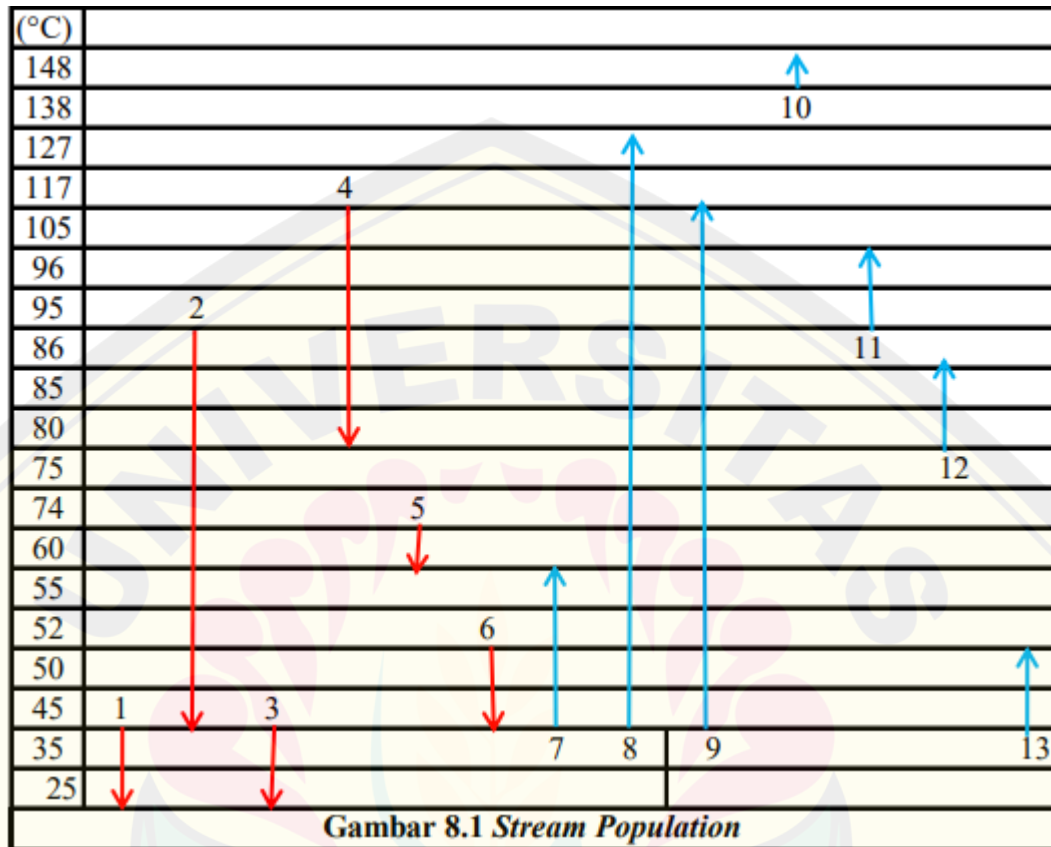
8.1.2 Membuat Stream Population

ΔH internal didapatkan melalui persamaan berikut :

$$\Delta H_{internal} = \Delta T \times (\sum CP_c - \sum CP_h)$$

Pada *stream population*, nilai ΔH yang bersifat positif dinyatakan sebagai defisit, sebaliknya apabila nilai ΔH bernilai negatif, maka dinyatakan surplus. *Stream population* dari alat penukar panas pada pabrik biobutanol dari kulit kakao. *Stream*

population dari alat penukar panas pada pabrik biobutanol dari kulit kakao dapat dilihat pada Gambar 8.1.



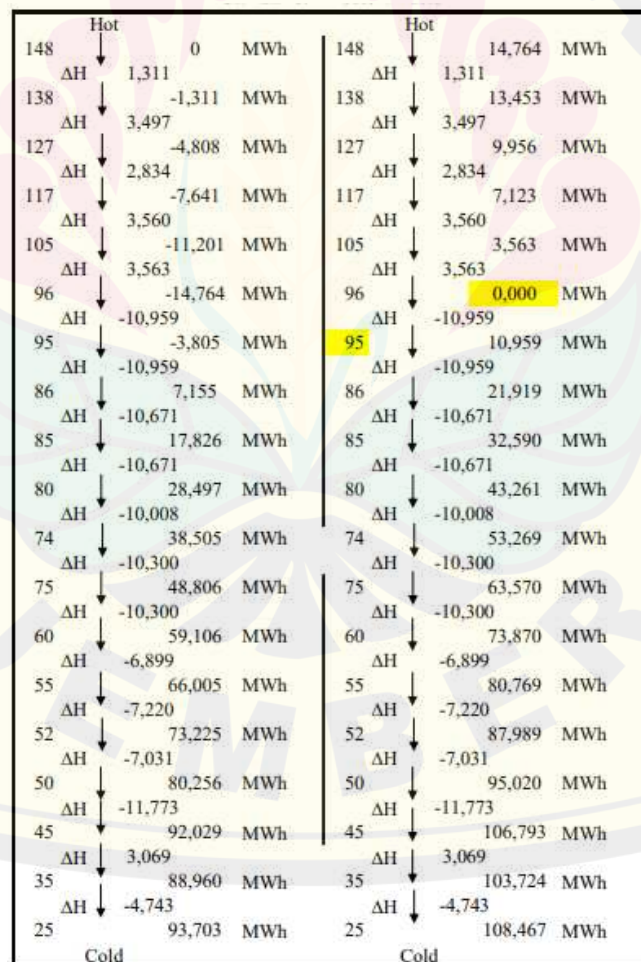
Gambar 8.1 Stream Population

Gambar 8. 1 Stream Population

Tabel 8. 3 Analisis Interval Temperatur

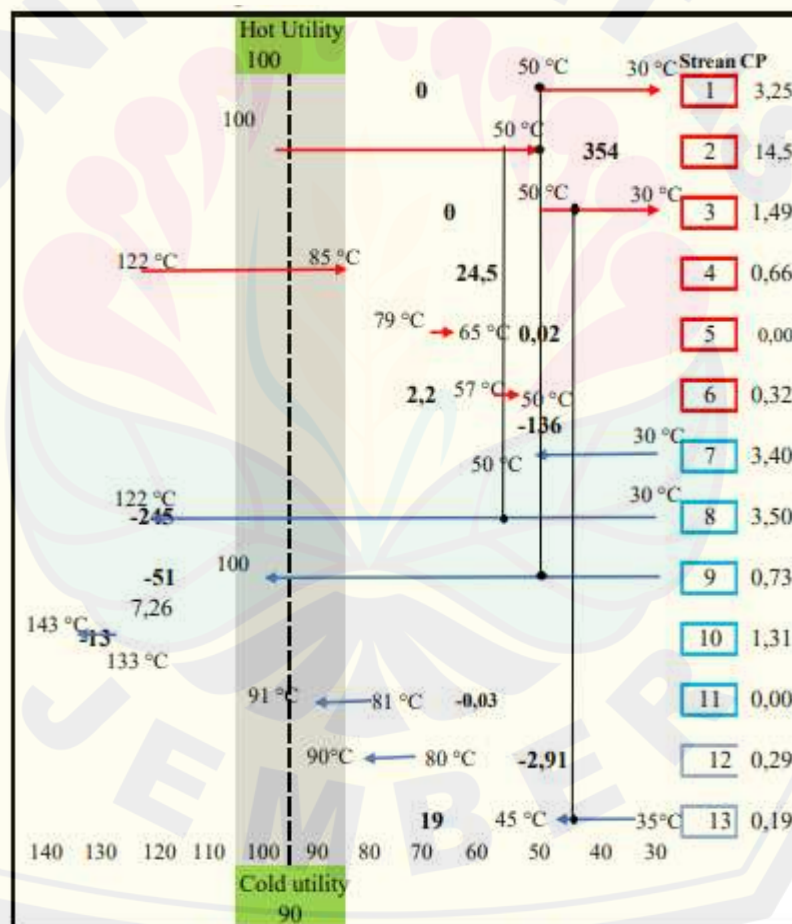
ΔT_{int} (°C)	$\sum C_{Pc} - \sum C_{Ph}$	ΔH_{int} (°C)	Ket
	MWh/°C		
10	1,311	13,11	Defisit
11	3,497	38,46249	Defisit
10	2,834	28,33736	Defisit
12	3,560	42,71683	Defisit
9	3,563	32,06462	Defisit
1	-10,959	-10,9592	Surplus
9	-10,959	-98,633	Surplus

1	-10,671	-10,6712	Surplus
5	-10,671	-53,3561	Surplus
5	-10,008	-50,0418	Surplus
1	-10,300	-10,3005	Surplus
14	-10,300	-144,206	Surplus
5	-6,899	-34,4944	Surplus
3	-7,220	-21,6596	Surplus
2	-7,031	-14,0614	Surplus
5	-11,773	-58,8675	Surplus
10	3,069	30,69465	Defisit
10	-4,743	-47,428	Surplus



Gambar 8.2 Cascade Diagram

Gambar *stream population* menggambarkan *range* temperatur dari aliran panas dan dingin dari masing-masing alat penukar panas menunjukkan fenomena aliran panas dan dingin pada range temperature tertentu. Hasil perhitungan dari ΔH interval pada *steam population* digunakan dalam perhitungan diagram *cascade*. Pada diagram cascade maka dapat diketahui kalor (Q) yang dibutuhkan pada setiap interval suhu. Metode cascade digunakan dengan transfer energi pada temperatur di bawahnya. Output dari penggunaan metode cascade ini adalah untuk mengetahui kebutuhan utilitas baik panas maupun dingin pada setiap interval suhu. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pinch temperatur 95°C. Aliran panas sebesar 100°C dan aliran dingin sebesar 90°C. berikut merupakan gambar optimasi kebutuhan air pendingin menggunakan metode HEN.



Gambar 8.3 Heat Exchanger Network

Ketentuan

- CP hot < CP cold = untuk bagian di sebelah kiri pinch
- CP hot > CP cold = untuk bagian di sebelah kanan pinch

Gambar 8. 3 Heat Exchanger Network

Trial**Memasangkan stream 1 dengan stream 9**

CP1 < CP

$$9 = 3,249 < 0,726$$

Panas stream agar maksimal terjadi sebesar:

$$\begin{aligned} Q1 &= 50 - 30 \times CP \\ &= 20 \times 3,249 \\ &= 64,9896 \text{ MWh} \end{aligned}$$

seluruh panas pada stream 1 diserap seluruhnya oleh stream 9 dengan panas sebesar 64,9897 MW maka stream 9 berkurang sebesar :

$$T = \frac{Q1}{CP 9} = \frac{64,9897}{0,726} = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

sehingga suhu keluar pada stream 9 menjadi :

$$T_o = 35 + 90 = 125 \text{ } ^\circ\text{C}$$

karena suhu target pada stream 9 sebesar 30 celcius, maka dibutuhkan air pendingin

$$\begin{aligned} Q9 &= 90 - 125 * 9 \\ &= -35 \times 0,7 \\ &= -25,41 \text{ M} \\ &\quad \text{W (Membuang panas)} \end{aligned}$$

memasangkan stream 2 dengan stream 8

$$CP 2 > CP 8 = 14,522 > 3,5$$

Panas stream 1 agar maksimal terjadi sebesar :

$$\begin{aligned} Q1 &= 100 - 50 * CP \\ &= 50 * 14,522 \\ &= 726,098 \text{ MWh} \end{aligned}$$

panas sebesar 50,82 MW dialirkan menuju stream 9, sehingga stream 9 mengalami penurunan suhu sebesar :

$$\begin{aligned} \text{delt} &= \frac{Q1}{CP} = \frac{227,278350}{3,5} = 65 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{a T} & \quad 9 \end{aligned}$$

artinya suhu yang masuk stream 8 pada HE yaitu

$$\begin{aligned} T &= T \\ &= 30 + 65 \\ &= 155 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

karena target suhu masuk pada stream 9 yaitu 122 C maka memerlukan air pendingin sebesar

$$\begin{aligned} Q_8 &= 90 - 155 * 9 \\ &= -65 * 3,5 \\ &= -227,278 \text{ M} \\ &= -227,278 \text{ W (Membuang panas)} \end{aligned}$$

memasangkan stream 3 dengan stream 13

$$\begin{aligned} CP\ 3 > CP\ 13 &= 1,493 > 0,2 \\ \text{Panas stream 2 agar maksimal terjadi sebesar} \\ &: \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_2 &= 50 - 30 * 2 \\ &= 20 * 1,493 \\ &= 29,866 \text{ MWh} \end{aligned}$$

panas sebesar 221,0319 MW dialirkan menuju stream 13, sehingga stream 13 mengalami penurunan suhu sebesar :

$$\begin{aligned} \text{delta} &= \frac{Q_2}{CP} = \frac{29,866317}{0,2} = 157,869 \\ \text{a T} &= 7 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

artinya suhu yang masuk stream 2 pada HE yaitu

$$\begin{aligned} T &= T \\ &= -68 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

karena target suhu masuk pada stream 13 yaitu 45 maka butuh heat exchanger

$$\begin{aligned} Q_{13} &= 45 - -68 * CP_{13} \\ &= 113 * 0,2 \\ &= 21,35304 \text{ M} \\ &= 21,35304 \text{ W} \end{aligned}$$

8.2 Unit Penyediaan Air

8.2.1 Utilitas Air

Dalam proses pengolahan air pada pabrik pembuatan Biobutanol dari Kulit Kakao memanfaatkan air sungai menjadi air bersih dengan pengolahan beberapa tahapan seperti berikut ini :

1) Pengambilan Air

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang kemudian dialirkan ke penyaringan (*screening*) dan langsung masuk ke dalam *reservoir*

2) Penyaringan (*Screening*)

Pada *screening* kotoran dari sungai yang berukuran besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Kemudian di pompa masuk kedalam unit pengolahan selanjutnya untuk memisahkan air dengan minyak dan partikel-partikel kecil yang ikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa dipasang saringan yang lengkap dengan fasilitas pembilas apabila *screen* kotor.

3) Koagulasi dan Flokulasi

Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspensi partikel koloid yang tidak terendapkan karena memiliki ukuran sangat kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan di dalam air. Untuk mengatasi masalah tersebut air dialirkan menuju tangki koagulasi dengan pengadukan cepat dan dilakukan penambahan koagulan berupa tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang dapat memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Hasil dari proses koagulasi didapatkan air dengan suasana asam. Reaksi yang terjadi yaitu.



Air dari tangki koagulasi dialirkan secara *overflow* kedalam tangki flokulasi dengan pengadukan lambat serta dengan menambahkan basa yaitu $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ sehingga pH dapat dinetralkan. Partikel-partikel koloid yang tidak stabil akan saling berkaitan sehingga terbentuk flok dengan ukuran besar dan mudah terendapkan.

Setelah itu, air dari tangki flokulasi dialirkan secara *overflow* ke dalam *centerfeed clarifier*.

4) Pengendapan

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan memakai *centerfeed clarifier* untuk mengendapkan flok yang terbentuk pada proses koagulasi dan flokulasi pada proses sebelumnya. Faktor yang mempengaruhi proses ini antara lain adalah laju alir dan waktu tinggal. Air yang bersih masuk ke dalam *filter* sedangkan lumpur atau flok yang terbentuk masuk ke dalam bak tangki *slurry*.

5) Filtrasi

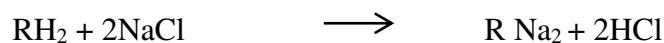
Tahap ini dilakukan dengan menggunakan saringan pasir silika (*sand filter*) yang digunakan untuk menyaring padatan tersuspensi. Makin banyak partikel padatan tertahan di filter, *pressure drop* akan semakin besar. Hal ini menyebabkan naiknya debit air. Pada batas tertentu *filter* perlu dibersihkan agar operasi berlangsung normal. Pembersihan filter dilakukan dengan *backwash*. Filter ini berisi pasir silika dengan penempatan ukuran yang berbeda-beda tiap lapisannya. Untuk ukuran 0,2-0,6 mesh diposisikan di lapisan atas, kemudian dilanjutkan dengan ukuran 2-3 mesh dan lapisan paling bawah ukuran sekitar 3-5 mesh. Keluar dari *sand filter* air tersebut sudah sesuai spesifikasi. Air tersebut disimpan dalam tangki penampung air bersih yang akan dialirkan menggunakan pompa ke tiga unit, yaitu unit demineralisasi, unit air pendingin, dan unit air sanitasi.

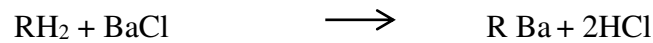
6) *Demineralizing Plant*

Tugas unit demineralisasi adalah pengolah air hasil penyaringan *sand filter* menjadi *demineralizing water* (air demin) yaitu air yang bebas mineral penyebab pengerakan dalam *boiler*. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+}) dan ion negatif (Cl^{-} , SO_4^{2-} , PO_4^{3-}) yang dapat merusak alat dan mengganggu proses. Proses pada *demineralizing plant* :

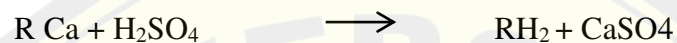
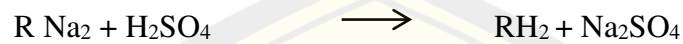
Cation Exchanger

Air kemudian dimasukkan kedalam *cation exchanger*, di dalam unit ini garam Na, Ca, Mg, Ba diikat oleh resin kation dengan reaksi sebagai berikut :



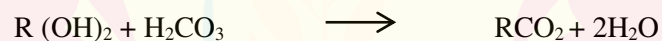
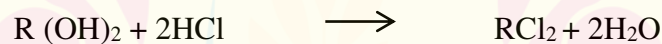
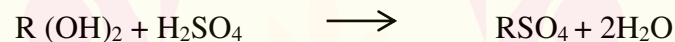


Kation *exchanger* memiliki kinerja berkisar antara 16 jam, daya tangkap ion bergantung dari kemampuan resin yang digunakan yaitu kemampuan menyerap $\text{Ca}_{2+} > \text{Mg}_{2+} > \text{Na}^+$. Pada kondisi tertentu resin kation tersebut jenuh dan perlu diregenerasi dengan larutan H_2SO_4 sebagai berikut :



Anion Exchanger

Air dari unit kation *exchanger* dipompa menuju anion exchanger. Anion exchanger berisi resin anion yang berfungsi untuk mengikat (mengabsorpsi) sisa asam dengan reaksi sebagai berikut:



Pada kondisi tertentu *anion exchanger* akan mengalami titik jenuh. Titik jenuh *anion exchanger* ini berdampak pada resin anion yang juga mengalami titik jenuh setelah beroperasi ± 40 jam dengan indikasi kadar silika lebih dari 0,1 ppm, pH air mengalami penurunan serta konduktivitas turun secara drastis. Anion yang sudah jenuh harus diregenerasi dengan larutan caustic soda (NaOH) 4%.

8.2.2 Air Sanitasi

Air domestik digunakan untuk kebutuhan konsumsi karyawan. Menurut standard WHO kebutuhan air untuk setiap orang adalah 100 kg/hari. Sehingga banyaknya air yang dibutuhkan adalah sebagai berikut :

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

Jumlah karyawan = 155 orang

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air perkantoran} &= (155 \times 100 \text{ kg/hari}) / (\text{Densitas air}) \\ &= (372.000 \text{ kg/hari}) / (995,86 \text{ kg/m}^3) \\ &= 15,5644 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air perumahan} &= (800 \times 155 \text{ KK}) / (\text{Densitas air}) \\
 &= (124.000 \text{ kg/hari}) / (995,86 \text{ kg/m}^3) \\
 &= 124,516 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 \text{Kebutuhan air pertamanan} &= 25\% \times \text{perumahan} \\
 &= 25\% \times 124,516 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 31,129 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 \text{Total air} &= 15,5644 \text{ m}^3/\text{hari} + 124,516 \text{ m}^3/\text{hari} + 31,129 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 171,2094 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 1,2\% \\
 \text{Total air domestik (C)} &= 1,2\% \times 171,2094 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 2,0545 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

8.2.3 Air Pendingin

Unit penyedia air pendingin yaitu *cooling tower*. *Cooling tower* digunakan untuk menyuplai kebutuhan air dalam proses pertukaran panas. Air panas yang keluar secara otomatis akan berkontak dengan udara sekitar karena adanya fan atau blower yang terpasang pada bagian atas *cooling tower*. Kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari perhitungan neraca panas. Berikut kebutuhan air pendingin di setiap unit.

Kebutuhan air pendingin pabrik mula-mula disajikan dalam tabel berikut.

Tabel 8. 4 Kebutuhan Air Pendingin Pabrik Mula-Mula

Unit	Q lepas (KJ)
E-141	57.873.468
R-150	115.360,61
E-171	697.954.726
E-181	17.494.961
D-310	864.153.678
E-311	301.464.386
E-321	127.781
E-331	29.770
Total	1.939.214.131

Kebutuhan air pendingin tersebut dioptimasi menggunakan perhitungan HEN dengan prinsip pertukaran panas yang disajikan pada tabel berikut.

Tabel 8. 5 Aliran Air Pendingin HEN

Total kebutuhan Q air pendingin	Q air pendingin (MWh)
	25,410
	227,278
	252,688350

Tabel 8.5 tersebut menunjukkan aliran air pendingin dengan perhitungan HEN dengan total kebutuhan air sebesar 252,688 MWh atau 909.676.800 kJ/jam. Kebutuhan air pendingin pabrik mula-mula yaitu 538,67 MWh. Hasil setelah digunakannya perhitungan HEN menunjukkan adanya penghematan penggunaan air 3,5 kali lipat dari kebutuhan air semula. Untuk menghitung masa pendingin yaitu

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{909676800 \text{ kJ}}{4,179 \times 30}$$

$$\text{Massa air pendingin} = 6.530.343.144 \text{ kg}$$

Kebutuhan total air sebesar 6.530.343.144 kg. Dengan densitas (ρ) air pada 30 °C adalah 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1993), maka total kebutuhan air pendingin adalah :

$$\text{Cooling water} = \frac{\sum \text{Massa air pendingin}}{\text{densitas air pada } 30^\circ\text{C}}$$

$$\text{Cooling water} = \frac{6.530.343.144 \text{ kg}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Cooling water} = 6.556.569 \text{ m}^3$$

Untuk menjamin kelancaran dan keamanan dalam penyediaan, ditambah 10 % dari total kebutuhan.

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Air Pendingin} &= (1+f) \times \text{total} \\ &= (1+0,1) \times 6.556.569 \text{ m}^3 \\ &= 7.212.226 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan, *recycle* air pendingin adalah 90% dari jumlah air pendingin yang dibutuhkan, sehingga jumlah air pendingin yang di *recycle* :

$$\text{Recycled Cooling Water} = 90\% \times \text{cooling water}$$

$$\text{Recycled cooling water} = 0,9 \times 7.212.226 \text{ m}^3$$

$$\text{Recycled cooling water} = 6.491.004 \text{ m}^3$$

Jumlah air sungai yang digunakan sebagai air pendingin menjadi :

$$\text{Raw water} = 10\% \times \text{cooling water}$$

$$\text{Raw water} = 0,1 \times 7.212.226 \text{ m}^3$$

$$\text{Raw water} = 721.223 \text{ m}^3$$

8.2.4 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang disuplai ke boiler untuk dirubah menjadi steam sesuai dengan kebutuhan proses. Penggunaan air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5-9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut = 0,02 ppm
- CO_2 terlarut = 25 ppm
- Fe^{3+} = 0,05 ppm
- SiO_2 = 0,1 ppm
- Cl_2 = 4,2 ppm

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler yaitu:

- Zat Penyebab Korosi

Korosi dalam ketel disebabkan karena air pengisi ketel mengandung larutan asam, gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida, H_2 atau NH_3 , tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan kembali air kondensat yang banyak mengandung bahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.

- Zat Penyebab “Scale Foaming”

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

- Zat Penyebab Foaming

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan busa (Foam) pada boiler, karena adanya zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi. Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pengubahan fase dengan tujuan untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* dan pecahnya pipa.

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan. Berdasarkan perhitungan dari HEN kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan steam pada sistem pemrosesan ini dapat dilihat pada Tabel 8.6

Tabel 8.6 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Aliran	Q steam (MWh)
B-160	21,353
R-140	16,215
E-313	13,255
E-322	0,020
E-332	0,006
Total	50,848252

Steam total di neraca panas sebesar 317, 883 MWh. Hasil setelah digunakannya perhitungan HEN menunjukkan bahwa adanya penghematan penggunaan air sebesar 3,3 kali lipat dari kebutuhan air untuk kebutuhan steam semula. Direncanakan boiler menghasilkan steam dengan menggunakan *saturated steam* $P = 475,8$ Kpa dari table Smit Vaness, 670

$$T = 150^{\circ}\text{C}$$

$$H_v = 2113,2 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 50,8482 \text{ MWh} = 183053708,7 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa steam} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda}$$

$$\text{Massa steam} = \frac{183053708,7 \text{ kJ/jam}}{2113,1 \text{ kJ/kg}}$$

$$\text{Massa steam} = 86.628 \text{ kg}$$

Kebutuhan total air untuk steam sebesar 86.628 kg. Dengan densitas (ρ) air pada 30 °C adalah 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1993), maka total kebutuhan air pendingin adalah :

$$\text{Boiler water} = \frac{\sum \text{Massa air yang dibutuhkan}}{\text{densitas air pada 30}^\circ\text{C}}$$

$$\text{Boiler water} = \frac{86.628 \text{ kg}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Boiler water} = 87,004 \text{ m}^3$$

Untuk menjamin kelancaran dan keamanan dalam penyediaan, ditambah 10 % dari total kebutuhan.

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Air Boiler} &= (1+f) \times \text{total} \\ &= (1+0,1) \times 87,004 \text{ m}^3 \\ &= 95,704 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan, recycle air boiler adalah 90% dari jumlah steam condensate yang kembali ke unit boiler, sehingga jumlah air boiler yang di recycle :

$$\text{Recycled Boiler Water} = 90\% \times \text{boiler water}$$

$$\text{Recycled cooling water} = 0,9 \times 95,704 \text{ m}^3$$

$$\text{Recycled cooling water} = 86,1334 \text{ m}^3$$

Jumlah air sungai yang digunakan sebagai air umpan boiler menjadi :

$$\text{Raw water} = 10\% \times \text{boiler water}$$

$$\text{Raw water} = 0,1 \times 95,704 \text{ m}^3$$

$$\text{Raw water} = 9,5704 \text{ m}^3$$

8.2.5 Air Umpan Proses

Air proses merupakan kebutuhan air yang digunakan pada alat-alat produksi. Air proses yang dibutuhkan meliputi peralatan berikut :

Tabel 8. 6 Kebutuhan Air Proses

Unit	Air Proses (kg/jam)
Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)	562.280
Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)	534.740
Reaktor Pretreatment (R-220)	3.114.903

Filter (H-173)	3.167.697
Total Air Proses	7.379.620

Kebutuhan total air proses sebesar 7.379.620 kg/jam. Dengan densitas (ρ) air pada 30 °C adalah 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1993), maka total kebutuhan air pendingin adalah :

$$\text{Air proses} = \frac{\sum \text{Massa air yang dibutuhkan}}{\text{densitas air pada } 30^{\circ}\text{C}}$$

$$\text{Air proses} = \frac{7.379.620 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Air proses} = 7.409,406 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Air Proses} &= (1+f) \times \text{total} \\ &= (1+0,1) \times 7.409,406 \text{ m}^3 \\ &= 8.150,347 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari seluruh proses dan recycle didapatkan total air sebelum dan sesudah di recycle dapat dilihat pada Tabel 8.8.

Tabel 8.8 Kebutuhan Air Total

Jenis Air	Jumlah Total Kebutuhan Air (m ³ /jam)	Jumlah Total Recycle (m ³ /jam)	Jumlah Air Sungai Total (m ³ /jam)
Air Sanitasi	2,0545	-	-
Air Pendingin	7.212.226	6.491.004	721.223
Air Umpan Boiler	95,704	86,1334	9,5704
Air Proses	8.150,347	-	-
Jumlah Air	7.220.474,1005	6.491.090,1334	721.223,5704

8.3 Utilitas Steam

Unit ini harus menyediakan maupun memanaskan ulang steam sehingga siap untuk digunakan sebagai pemanas pada pabrik pembuatan Biobutanol dari Kulit Kakao dengan Fermentasi Ekstraktif Sel Terimobilisasi. Kebutuhan steam meliputi alat berikut :

Proses pada unit penyediaan steam , air demin dari unit demineralisasi dipompa menuju daerator dengan tujuan untuk menghilangkan oksigen dengan cara stripping menggunakan steam dan penginjeksi chemical hydrazine ke dalam daerator. Selanjutnya dipompa masuk ke dalam drum atas Boiler. Phosphat dan amine diinjeksikan kedalam drum atas boiler. Air didalam tube boiler (tipe pipa air) dipanasi, sehingga terbentuklah Steam/uap. Uap yang terbentuk ditampung di header, kemudian didistribusikan ke konsumen sesuai kebutuhan. Karakteristik steam yang dihasilkan oleh sistem boiler pada pabrik pembuatan biobutanol dari kulit kakao termasuk steam bertekanan rendah. Produk steam berupa saturated steam bertekanan 10 kg/cm^2 dan temperatur 150°C .

8.4 Utilitas Listrik

Unit penyediaan listrik berfungsi sebagai alat penggerak dari berbagai peralatan proses produksi dan sebagai penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik butanol dari kulit kakao ini diperoleh dari generator pabrik sendiri, yang bertujuan menghindari terjadinya gangguan dari PLN agar pabrik dapat tetap berjalan secara kontinu. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk setiap ruangan atau halaman disekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Kebutuhan listrik dalam pabrik sebesar 38,67505468 kW. Apabila ditetapkan faktor keamanan sebesar 10% maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik total} &= 38,67505468 \text{ kW} + (10\% \times 38,67505468) \\ &= 42,54256015 \text{ kW} \end{aligned}$$

Direncanakan pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari 100% generator. Apabila efisiensi dianggap sebesar 80%, maka kapasitas total generator:

$$W = 42,54256015 / 0,8 = 53,175 \text{ kW}$$

8.5 Utilitas Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar ini berguna untuk menjalankan proses pengolahan kulit kakao menjadi biobutanol. Sumber bahan bakar yang digunakan yaitu briket batok kelapa. Daerah Sulawesi khususnya Sulawesi selatan terkenal dengan daerah penghasil batok kelapa. Diketahui terdapat 22 kabupaten di Sulawesi Selatan terutama di tiga sentra uama yaitu Selayar, Bone dan Pinrang yang telah

meluaskan aktivitas ekspor briket batok kelapa hingga ke Jordania dan arab Saudi (Tabloidsinartani.com), sehingga melihat potensi tersebut digunakanlah bahan bakar briket dari batok kelapa.

Generator sebagai sumber listrik pada perencanaan ini membutuhkan tenaga, maka :

$$1 \text{ kWh} = 56,9 \text{ Btu/menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga generator} &= \text{kapasitas total generator} \times 56,9 \text{ Btu/menit} \\ &= 474,60 \times 56,9 \text{ Btu/menit} \\ &= 26.991 \text{ Btu/menit} \end{aligned}$$

$$\text{Heating value minyak} = 4.433 \text{ cal/gr} = 7974 \text{ btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar untuk generator/jam} &= \frac{26.991 \text{ Btu/menit}}{7.974 \text{ Btu/lb}} \\ &= 3,385 \text{ lb/menit} \\ &= 92,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi dalam perencanaan ini, harus disediakan generator pembangkit tenaga listrik yang dapat menghasilkan daya listrik yang sesuai dengan kebutuhan.

$$\text{Bahan bakar batok kelapa sebesar} = 92,13 \text{ kg/jam}$$

8.6 Pengolahan Limbah

Setiap proses pengolahan bahan baku menjadi produk akan diikuti dengan terbentuknya produk yang tidak bernilai jual atau limbah. Limbah juga dapat mencemari lingkungan sekitar pabrik, sehingga perlu untuk adanya identifikasi jenis limbah. Hal ini berkaitan dengan proses pengolahan limbah agar dapat dibuang dengan aman ke lingkungan. Limbah-limbah yang dihasilkan pabrik butanol ini adalah sebagai berikut :

1. Limbah Padat

Limbah padat berupa endapan bubuk kakao hasil hidrolisis, sel imobilisasi, cake dari filter. Limbah ini akan dikumpulkan dan diolah agar keberadaannya tidak mencemari lingkungan.

a. Pengolahan limbah bubuk kakao

Limbah bubuk kakao hasil hidrolisis akan dikumpulkan terlebih dahulu sampai batas volume yang telah ditentukan dan selanjutnya diproses dengan

metode disinerasi atau pembakaran. Metode disinerasi merupakan metode yang paling banyak digunakan dalam pengolahan limbah padat.

b. Pengolahan sel imobilisasi

Padatan sel imobilisasi hasil filter fermentor akan di recycle kembali menuju fermentor. Hal tersebut merupakan kelebihan penggunaan sel imobilisasi dibandingkan dengan sel bebas dengan demikian dapat menghemat penggunaan bakteri yang juga rentan hidup di lingkungan yang toksik seperti produksi biobutanol. Recycle sel imobil diasumsikan 90% dari total sel imobilisasi yang dibutuhkan, sehingga jumlah sel imobilisasi yang di recycle :

Recycled sel imobilisasi = $90\% \times \text{sel imobil total}$

Recycled sel imobilisasi = $0,9 \times 202.760,66$

Recycled sel imobilisasi = 182.485 kg/jam

Penerapan recycle sel imobilisasi ini dapat menghemat biaya produksi pembuatan sel imobilisasi. Total pembuatan sel imobilisasi mencapai Rp699.131.703.000/tahun. Dibandingkan dengan recycle sel imobilisasi yang hanya menghabiskan biaya sebesar Rp58.260.975.250 atau 8 kali lebih hemat.

2. Limbah Cair

Limbah cair berupa produk bawah hasil distilasi yang mengandung air dalam jumlah yang banyak dengan sedikit kandungan butanol, aseton, dan etanol. Limbah cair ini akan diolah di dalam Waste Water Treatment (WTU) hingga mencapai baku mutu yang telah ditetapkan agar aman dan tidak mengandung senyawa yang berbahaya jika dibuang ke sungai.

Tahap awal pengolahan limbah cair yaitu dalam kolom ekualisasi yang terjadi penyeragaman konsentrasi Total Organic Carbon (TOC) dan suhu dari setiap aliran yang masuk serta mengatur load aliran yang keluar dari kolom. Aliran limbah kemudian dialirkan ke kolom anaerobik yang berfungsi untuk mendegradasi limbah serta menghasilkan biogas. Bakteri yang terdapat dalam reaktor anaerobik adalah bakteri anaerobik acetogenesis yang mampu memakan senyawa aromatic dan mengubahnya menjadi asam asetat, serta bakteri anaerobik metanogenesis yang mampu memakan asam aseton dan mengubahnya menjadi gas metana. Selanjutnya pada kolom aerasi terjadi

pengolahan sisa TOC dari limbah menggunakan bakteri anaerobik dan parameter yang dikontrol yaitu dissolved oxygen (DO). Kemudian pada unit klarifier dipisahkan padatan tersuspensi dari fasa cair, mengentalkan lumpur yang mengendap, dan mengumpulkan lumpur untuk menuju ke kolom aerasi kembali. Kolom selanjutnya yaitu thickener untuk memisahkan lumpur dari larutan induk dan mengontrol bakteri dalam aerasi. Selanjutnya melalui belt press untuk mengeluarkan kandungan air dalam lumpur dari thickener. Proses akan dilakukan hingga kandungan air mencapai 85%. Pada tahap akhir pengolahan limbah cair yaitu padatan dari belt press dibakar dalam incinerator. Limbah padat dari industri juga disalurkan ke incinerator untuk dibakar bersamaan. Proses pembakaran limbah padat menggunakan bahan bakar flue gas yang masih mengandung CO dan H₂ dengan suhu pembakaran 800°C. Gas buangan dari insinerator masih mengandung debu dan pasir yang terikut sehingga tidak boleh langsung dibuang ke udara tetapi dilewatkan pada siklon agar pasir dapat terpisah dari gas buangan.

Filtrat TYA hasil dekanter di recycle kembali menuju fermentor, karena TYA berbeda fasa dengan sel imobilisasi sehingga dalam proses produksi biobutanol TYA tidak terkontaminasi sel bakteri. Recycle TYA ini juga merupakan kelebihan dari penerapan metode sel imobilisasi dibandingkan dengan sel bebas.

3. Limbah Gas

Limbah gas berupa produk samping hasil fermentasi yaitu gas hidrogen dan karbondioksida. Gas-gas hasil fermentasi ini ditampung terlebih dahulu di *dalam gas holder* kemudian akan dialirkan menuju pabrik yang menggunakan hidrogen dan karbondioksida sebagai bahan baku yang terletak di sekitar pabrik butanol.

BAB 9. MANAJEMEN PABRIK

9.1 Organisasi Pabrik

Pabrik biobutanol dari kulit kakao berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan kapasitas 700.000/tahun. PT merupakan badan hukum dengan persekutuan modal yang didirikan dengan modal dasar terbagi dalam saham yang memenuhi persyaratan berdasarkan undang-undang. Pemilihan bentuk usaha perseroan dilatarbelakangi oleh beberapa hal, yaitu modal atau saham, kekayaan yang terpisah dari kekayaan para persero, pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas, adanya pemisahan fungsi antara pemegang saham dan direksi, memiliki komisaris yang berfungsi sebagai pengawas serta kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Perseroan terbatas banyak dipilih karena memiliki banyak keuntungan, antara lain (Sinaga, 2018).

- a. Adanya tanggung jawab yang terbatas, jika perusahaan memiliki hutang, pemegang saham hanya bertanggung jawab sebesar modal yang disetorkan saja
- b. PT merupakan salah satu badan hukum, yang kelangsungan perusahaan sebagai badan hukum tetap terjamin meskipun pemiliknya berganti
- c. PT mudah melakukan pemindahan saham
- d. PT mudah untuk memperluas usaha, karena PT mudah untuk mendapatkan tambahan modal
- e. Sumber-sumber modal dikelola secara efisien karena adanya manajemen spesialis.

9.2 Struktur Organisasi Pabrik

Sebuah Perseroan Terbatas (PT) tentu harus memiliki struktur organisasi untuk mempermudah suatu koordinasi sehingga diperoleh hubungan komunikasi yang baik antara pemilik saham dengan karyawan maupun karyawan dengan karyawan. Hal yang harus diperhatikan dalam penyusunan organisasi yaitu adanya tujuan organisasi yang jelas dari untuk keberlangsungan pabrik atau perusahaan, terdapat kesatuan arah (unity of direction) dan kesatuan pemerintah, tugas kerja

dibagikan dengan jelas, adanya kesatuan perintah dan tanggung jawab serta terdapat sistem pengontrol pada pekerja yang telah dilaksanakan (Aryasta & Aad, 2018).

Bentuk struktur organisasi menurut Nurlia (2019) ada lima jenis yaitu sebagai berikut.

a. Bentuk Organisasi Lini (*Line Organization*)

Organisasi lini mempunyai garis wewenang, kekuasaan yang menghubungkan secara vertical dari atas ke bawah. Keunggulan organisasi lini yaitu: kesatuan pimpinan dan azas kesatuan komando tetap dipertahankan sepenuhnya, proses pengambilan keputusan, kebijakan, instruksi berjalan dengan cepat, koordinasi relatif mudah dilaksanakan dan rasa solidaritas yang tinggi.

b. Bentuk Organisasi Fungsional

Organisasi fungsional disusun berdasarkan sifat dan tugas yang harus dilakukan. Pembagian tugas pada bentuk organisasi ini berdasarkan spesialisasi yang sangat mendalam. Sehingga memiliki keunggulan spesialisasi karyawan dapat bekerja secara optimal, karyawan akan terampil dibidangnya masing-masing, produktivitas tinggi. Tetapi juga memiliki beberapa kekurangan yaitu karyawan sulit mengadakan alih tugas (*tour of duty*), karyawan yang terlalu fokus dispesialisasinya sulit dilakukan koordinasi secara menyeluruh.

c. Bentuk Organisasi Lini dan Staf (*Line and Staff Organization*)

Bentuk ini berdasarkan kombinasi lini dan organisasi fungsional. Azas kesatuan komando tetap dipertahankan secara vertikal. Tugas para staf hanya memberikan bantuan, saran, data dan informasi serta pelayanan kepada pimpinan sebagai bahan pertimbangan untuk menetapkan suatu keputusan. Bentuk organisasi lini dan staff memiliki keuntungan antara lain yaitu: adanya pengelompokan wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf, adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan, staff dan pelaksana, pimpinan mempunyai bawahan tertentu, bawahan hanya mendapat perintah dan memberikan tanggung jawab kepada seorang atasan tertentu saja. Pelaksanaan tugas pimpinan lebih lancar karena mendapat bantuan dari stafnya.

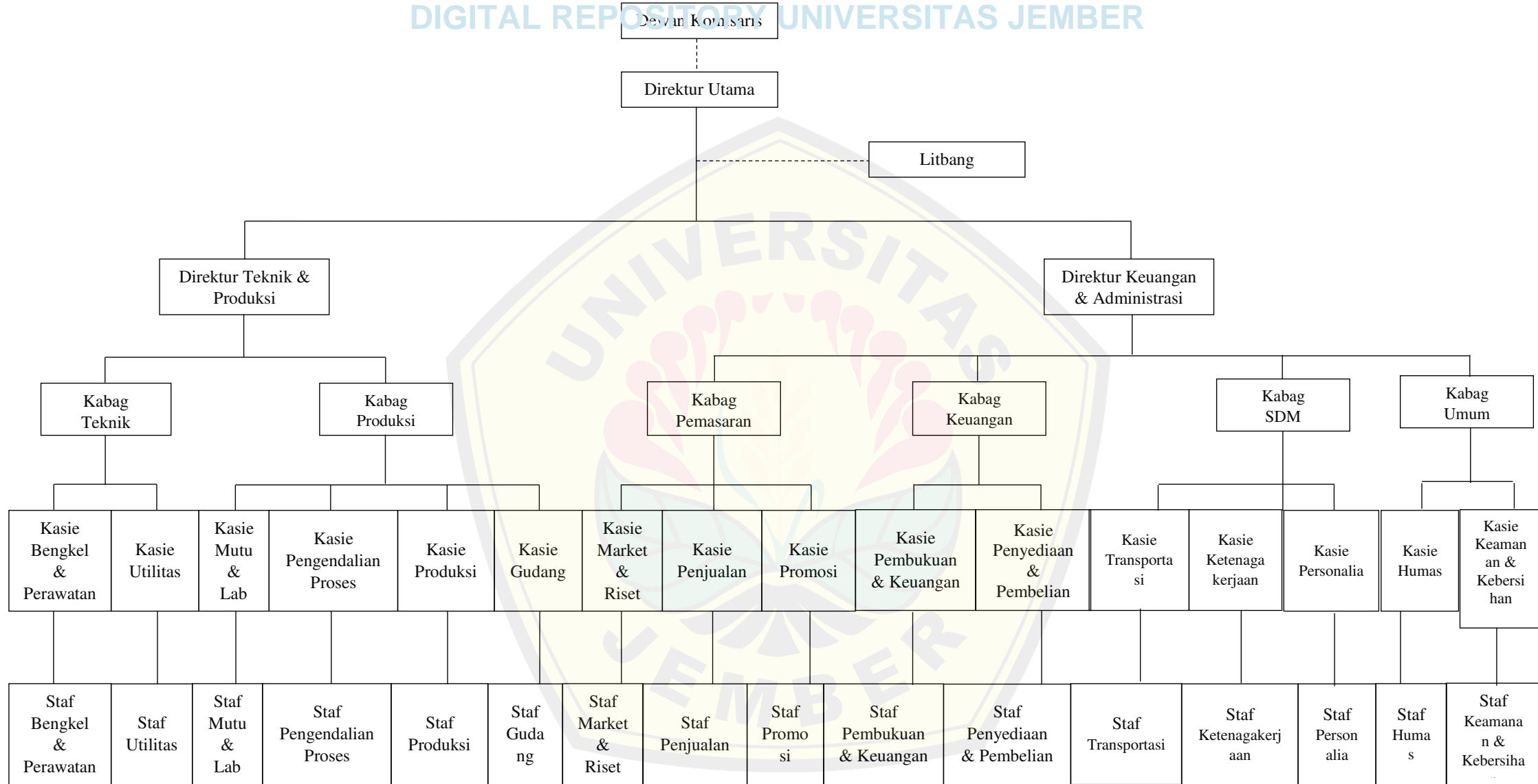
d. Bentuk Organisasi Lini, Staf dan Fungsional

Bentuk organisasi ini merupakan bentuk gabungan dari organisasi lini staf dan fungsional yang biasanya diterapkan pada organisasi kompleks. Organisasi ini menggabungkan kelebihan dan meminimalisir kekurangan dari ketiga bentuk organisasi tersebut.

e. Bentuk Organisasi Komite

Bentuk organisasi ini memiliki pimpinan yang kolektif dan karyawan mempunyai wewenang yang sama terhadap pimpinannya. Komite dapat bersifat formal dan informal dengan wewenang khusus. Keuntungan dari organisasi komite yaitu keputusan yang diambil dinilai lebih baik, dapat mencegah perbuatan diktator. Tetapi juga memiliki beberapa kekurangan yaitu penanggungjawab keputusan kurang jelas, karena merupakan keputusan bersama, adanya tirani yang memaksakan kehendaknya.

Dari kelima bentuk organisasi di atas dipilihlah bentuk organisasi lini, staf dan fungsional yang menggabungkan tiga bentuk organisasi yang dinilai lebih menguntungkan dan efektif dalam menjalankan tujuan perusahaan. Prinsip dari bentuk organisasi lini, staf dan fungsional yaitu pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang dibantu oleh dewan komisaris untuk menjalankan tugasnya. Terdapat direktur utama yang dibantu oleh direktur teknik & produksi, direktur keuangan & administrasi. Direktur teknik & produksi membawahi kabag teknik dan kabag produksi. Kabag teknik membawahi kasie bengkel dan perawatan, kasie utilitas. Sedangkan kabag produksi membawahi kasie mutu & lab, kasie pengendalian proses, kasie produksi dan kasie gudang. Direktur keuangan & administrasi membawahi kabag pemasaran yang juga membawahi kasie market & riset, kasie penjualan, dan kasie promosi. Kabag Keuangan membawahi kasie pembukuan & Keuangan, kasie penyediaan & pembelian. Kabag SDM membawahi kasie transportasi, kasie ketenagakerjaan, kasie personalia. Sedangkan kabag umum membawahi kasie humas dan kasie keamanan dan kebersihan. Struktur organisasi pabrik biobutanol dari kulit kakao sebagai berikut.



Gambar 9. 1 Bagan Organisasi Pabrik Biobutanol

9.3 Tugas dan Wewenang

9.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kelompok yang bertugas menanamkan modal untuk pendirian pabrik. Menurut Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dari PT, pemegang saham mempunyai wewenang dalam pengangkatan dan pemberhentian dewan komisaris, pengangkatan dan pemberhentian direktur, pengesahan hasil usaha yang diperoleh, dan melakukan perhitungan keuntungan dan kerugian tahunan perusahaan. Menurut Sinaga (2018) pemegang saham PT tidak bertanggung jawab secara pribadi atas perikatan yang dibuat atas nama PT dan tidak bertanggung jawab atas kerugian PT melebihi saham yang dimilikinya. Pemegang saham hanya bertanggung jawab sebesar setoran atau seluruh saham yang dimilikinya dan tidak meliputi kekayaan pribadinya.

9.3.2 Dewan Komisaris

Tugas komisaris menurut Undang-Undang PT yaitu mengawasi kebijakan direksi dalam menjalankan PT dan memberikan nasihat kepada direksi PT (Sinaga, 2018). Berikut beberapa wewenang dewan komisaris yaitu sebagai berikut.

- a. Memberikan penilaian dan persetujuan rencana kepada direksi PT mengenai kebijakan umum, target keuntungan PT, pengarahannya pemasaran, dan alokasi sumber-sumber dana
- b. Mengawasi tugas direksi utama
- c. Membantu direksi dalam menjalankan tugasnya.

9.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang bertanggung jawab atas berkembangnya perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi dan teknik, dan direktur keuangan dan administrasi.

- a. Direktur teknik dan produksi

Wewenang dari direktur teknik dan produksi yaitu memimpin dan melaksanakan kegiatan pabrik yang mempunyai hubungan dengan bidang bengkel dan perawatan, utilitas, mutu dan laboratorium, pengendalian proses, produksi dan bagian gudang.

- b. Direktur keuangan dan administrasi

Wewenang dari direktur keuangan dan administrasi yaitu berhubungan dengan bidang market dan riset, penjualan, promosi, pembukuan dan keuangan, penyediaan dan pembelian, transportasi, ketenagakerjaan, personalia, humas, keamanan dan kebersihan.

9.3.4 Kepala Bagian

Kepala bagian atau Kabag mempunyai wewenang untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab langsung kepada direktur masing masing bagian. Kepala bagian terdiri dari enam kelompok yaitu sebagai berikut.

a. Kepala bagian teknik

Kepala bagian teknik mempunyai tanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi pada bidang utilitas, bengkel dan perawatan. Wewenang dan tugas dari seksi utilitas yaitu mengatur dan melaksanakan sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan pabrik yang meliputi keperluan proses, air, uap dan tenaga listrik. Wewenang dan tugas dari seksi.

b. Kepala bagian produksi

Kepala bagian produksi memiliki wewenang untuk mengatur dan mengkoordinir di bidang mutu dan lab, pengendalian proses, kegiatan produksi, dan gudang. Wewenang dari mutu dan lab yaitu bertanggung jawab menjaga dan mengawasi mutu produksi biobutanol dan melaporkannya kepada kepala bagian produksi. Wewenang dari pengendalian proses yaitu melakukan pengawasan dan mengontrol proses biobutanol. Kepala bagian produksi memiliki wewenang untuk mengatur dan melaksanakan produksi biobutanol dari bahan mentah hingga bahan jadi. Sedangkan wewenang dari gudang yaitu memeriksa ketersediaan bahan baku dan bahan pendukung, serta melakukan pengecekan berskala untuk memastikan bahan baku sebelum masuk kedalam produksi.

c. Kepala bagian pemasaran

Kepala bagian pemasaran membawahi kasie market dan riset, kasie penjualan, dan kasie promosi. Kasie market dan riset bertanggung jawab melakukan pengkajian atau riset tentang perkembangan pasar/market guna sebagai acuan dalam memasarkan produk biobutanol. Kasie penjualan memiliki wewenang untuk

memasarkan produk biobutanol di dalam negeri maupun di luar negeri. Yang tak kalah penting yaitu kasie promosi yang bertanggung jawab melakukan promosi serta pengenalan produk ke khalayak luas untuk memperluas pangsa pasar dan meningkatkan nilai penjualan.

d. Kepala bagian keuangan

Kepala bagian keuangan memiliki tanggung jawab untuk menangani dan melaporkan masalah keuangan di perusahaan. Kepala bagian keuangan membawahi dua kasie yaitu kasie pembukuan dan keuntungan dan kasi penyediaan dan pembelian. Kasie pembukuan dan keuangan memiliki tanggung jawab untuk melaporkan keuangan masuk dan keluar secara tertulis sebagai laporan pembukuan. Bertanggung jawab mengurus perpajakan, serta hutang piutang perusahaan. Sedangkan kasie penyediaan dan pembelian bertanggung jawab melayani penyediaan dan pembelian alat maupun bahan yang diperlukan selama proses produksi maupun kegiatan penunjang karyawan.

e. Kepala bagian Sumber Daya Manusia (SDM)

Sumber tenaga manusia (SDM) faktor utama penggerak suatu proses produksi, sehingga diperlukan pelayanan untuk mengatur keperluan SDM guna memberikan pelayanan yang maksimal sehingga menghasilkan produktivitas yang tinggi. Kepala bagian SDM membawahi kasie transportasi yang memiliki wewenang untuk mobilitas perusahaan seperti distribusi produk, dan pengangkutan bahan baku. Kasie ketenagakerjaan bertanggung jawab untuk mencetak tenaga kerja terdidik dan kompetitif guna meningkatkan kinerja kerja perusahaan, melakukan pelatihan dan sertifikasi untuk meningkatkan potensi karyawan. Kasie personalia mempunyai tanggung jawab untuk mendisiplinkan kinerja karyawan untuk menciptakan kinerja yang dinamis.

f. Kepala bagian umum

Kepala bagian umum memiliki dua kasie yaitu humas dan keamanan dan kebersihan. Kasie humas mempunyai wewenang mengatur hubungan karyawan agar tetap padu guna menciptakan kinerja yang harmonis, menjalin hubungan kerjasama dengan perusahaan lain, menjalin hubungan karyawan pabrik dengan masyarakat sekitar pabrik. Kasie keamanan dan kebersihan mempunyai wewenang

untuk menjaga keamanan di dalam maupun keamanan di sekitar pabrik, memelihara dan menjaga rahasia intern pabrik, memberikan pengawasan kepada karyawan maupun non-karyawan di dalam maupun di luar pabrik, menjaga kebersihan pabrik, mengawasi perilaku karyawan maupun non-karyawan untuk terus menjaga kebersihan lingkungan pabrik.

9.3.5 Kepala Seksi

Kepala Seksi (Kasie) merupakan kepala pelaksana yang bertanggung jawab kepada kepala bagian untuk fokus menjalankan tugas dan wewenangnya masing-masing. Kepala seksi memiliki staf masing-masing disetiap bidangnya untuk mempermudah koordinasi dan komunikasi sehingga menghasilkan kinerja yang optimal.

9.4 Status Karyawan

Pabrik biobutanol beroperasi 330 hari dalam satu tahun dengan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari selain hari libur akan digunakan untuk perawatan atau *maintenance* pabrik. Pembagian kerja karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan shift dan karyawan non-shift. Karyawan non-shift yaitu karyawan yang tidak memiliki pembagian jam kerja di setiap harinya, meliputi Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi. Karyawan shift bekerja 5 hari dalam satu minggu. Karyawan non-shift memiliki pembagian jam kerja sebagai berikut.

- Hari Senin-Kamis : Jam Kerja : 07.00-17.00 WIB
Waktu Istirahat : 12.00-13.00 WIB
- Hari Jumat : Jam Kerja : 07.00-16.00 WIB
Waktu Istirahat : 11.00-13.00 WIB

Karyawan shift yaitu karyawan yang memiliki tanggung jawab menangani proses produksi secara langsung dan mengatur bagian keberlangsungan produksi dan keamanan. Karyawan shift terdiri dari bagian teknik dan produksi, serta bagian keamanan dan kebersihan. Pembagian shift yang terdiri dari 3 shift selama 24 jam dengan jadwal sebagai berikut.

a. Shift Teknik dan Operasi

- Shift Pagi : 07.00-15.00 WIB

- Shift Siang : 15.00-23.00 WIB
 - Shift Malam : 23.00-07.00 WIB
- b. Shift Keamanan dan Kebersihan
- Shift Pagi : 06.00-14.00 WIB
 - Shift Siang : 14.00-22.00 WIB
 - Shift Malam : 22.00-06.00 WIB

Pada karyawan shift akan terbagi lagi menjadi empat kelompok. Tiga kelompok diantaranya akan aktif bekerja sedangkan satu kelompok lainnya akan non-aktif atau libur, hal tersebut akan terus bergantian selama 8 hari kerja yang ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 9. 1 Pembagian Kelompok Shift Kerja Selama 8 Hari

Hari	Grup			
	I	II	III	IV
1	Shift pagi	-	Shift siang	Shift Malam
2	Shift Siang	Shift pagi	Shift malam	-
3	Shift Malam	Shift Siang	-	Shift Pagi
4	-	Shift Malam	Shift pagi	Shit Siang
5	Shift pagi	-	Shift Siang	Shift Malam
6	Shift Siang	Shift pagi	Shift Malam	-
7	Shift Malam	Shift Siang	-	Shift Pagi
8	-	Shift Malam	Shift pagi	Shift Siang

9.5 Golongan dan Jabatan Karyawan

Penentuan jumlah karyawan harus diperhitungkan dengan tepat guna menghasilkan kinerja yang optimal dan tidak berlebihan dalam merekrut karyawan. Menurut Kementrian Tenaga Kerja RI tahun 2022, Upah Minimum Harian (UPH)

daerah Sulawesi Tengah sebesar Rp2.390.739,00. Penggolongan jabatan beserta gaji karyawan pabrik biobutanol adalah sebagai berikut.

Tabel 9. 2 Gaji Karyawan Berdasarkan Penggolongan Jabatan

Jabatan	Gaji/orang/bulan	Jumlah	Gaji/bulan
Direktur Utama	Rp20.000.000	1	Rp20.000.000
Staff Ahli	Rp9.000.000	2	Rp18.000.000
Direktur Admin. & Keuangan	Rp12.000.000	1	Rp12.000.000
Direktur Teknik & Proses	Rp12.000.000	1	Rp12.000.000
Kepala Bagian Keuangan	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Bagian Umum	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Bagian Produksi	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Bagian Teknik	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Pembelian	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Anggaran	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Gudang	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Pemasaran & Penjualan	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Keamanan	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Administrasi	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Personalia	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Produksi & Proses	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Riset & Pengembangan	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Utilitas & Tenaga	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
Sekretaris Direktur	Rp8.000.000	3	Rp24.000.000
Karyawan Pembelian	Rp2.500.000	3	Rp7.500.000
Karyawan Laboratorium	Rp2.500.000	3	Rp7.500.000
Karyawan Gudang	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Pemasaran	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Keamanan	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Administrasi	Rp2.500.000	3	Rp7.500.000
Karyawan Personalia	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Produksi & Proses	Rp3.000.000	44	Rp132.000.000
Karyawan Riset & Pengembangan	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Utilitas	Rp2.500.000	9	Rp22.000.000
Karyawan Pemeliharaan	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Karyawan Quality Control	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000

Karyawan K3	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
Dokter	Rp4.000.000	3	Rp12.000.000
Perawat	Rp2.500.000	3	Rp7.500.000
Sopir	Rp2.500.000	6	Rp15.000.000
<i>Office Boy</i>	Rp2.500.000	4	Rp10.000.000
Petugas Kebersihan	Rp2.500.000	10	Rp25.000.000
Satpam	Rp2.500.000	9	Rp22.000.000
Jumlah		155	Rp565.000.000

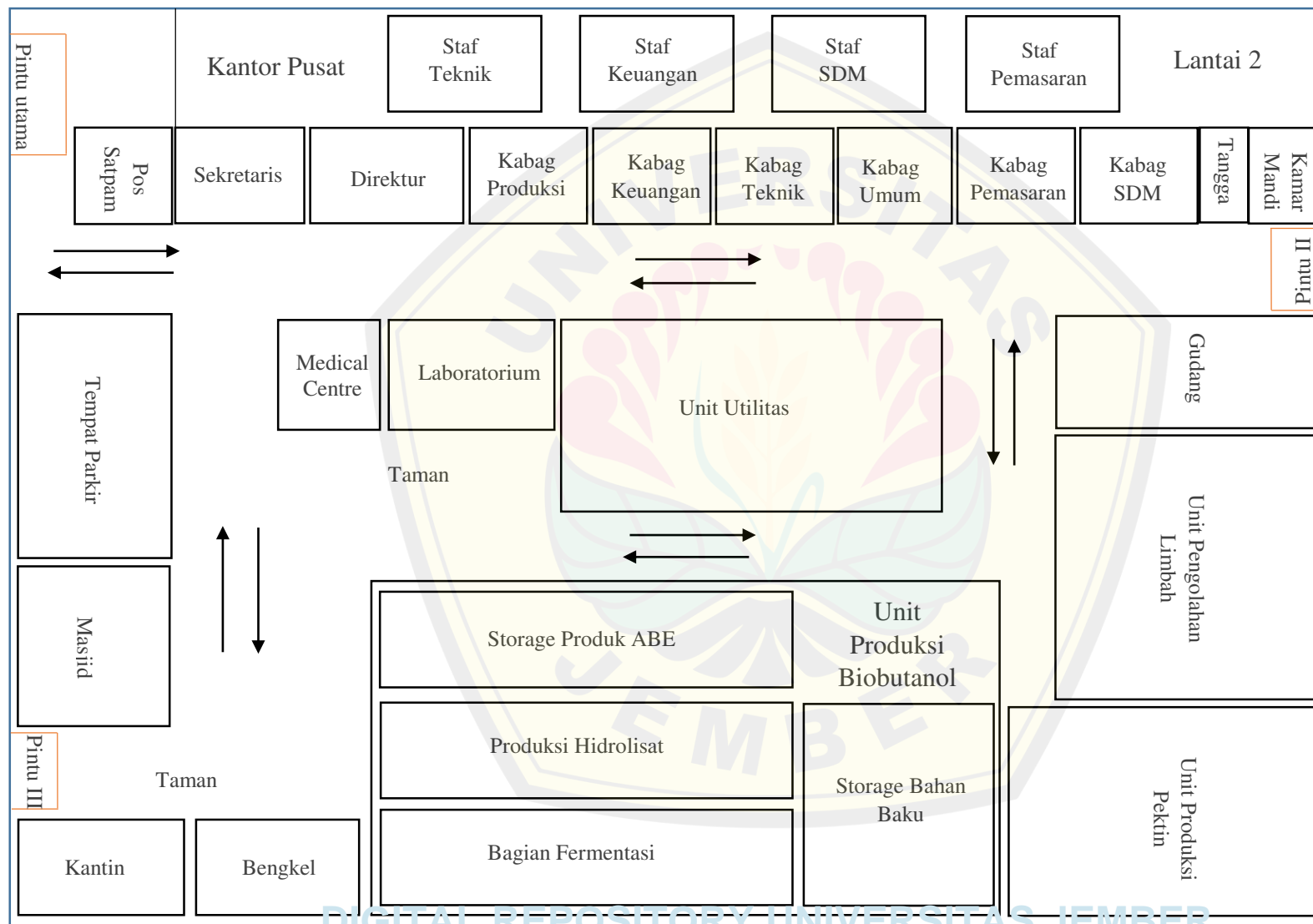
9.6 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting guna mendapatkan efisiensi, keselamatan serta kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik diantaranya adalah:

1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
2. Faktor keamanan pabrik dari bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan layout selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas dan bahan yang mudah meledak, serta jauh dari asap atau gas beracun.
3. Sistem konstruksi yang diterapkan adalah outdoor, hal ini dikarenakan iklim Indonesia yang memungkinkan konstruksi secara outdoor serta untuk menekan biaya bangunan dan gedung.
4. Harga tanah yang tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian.

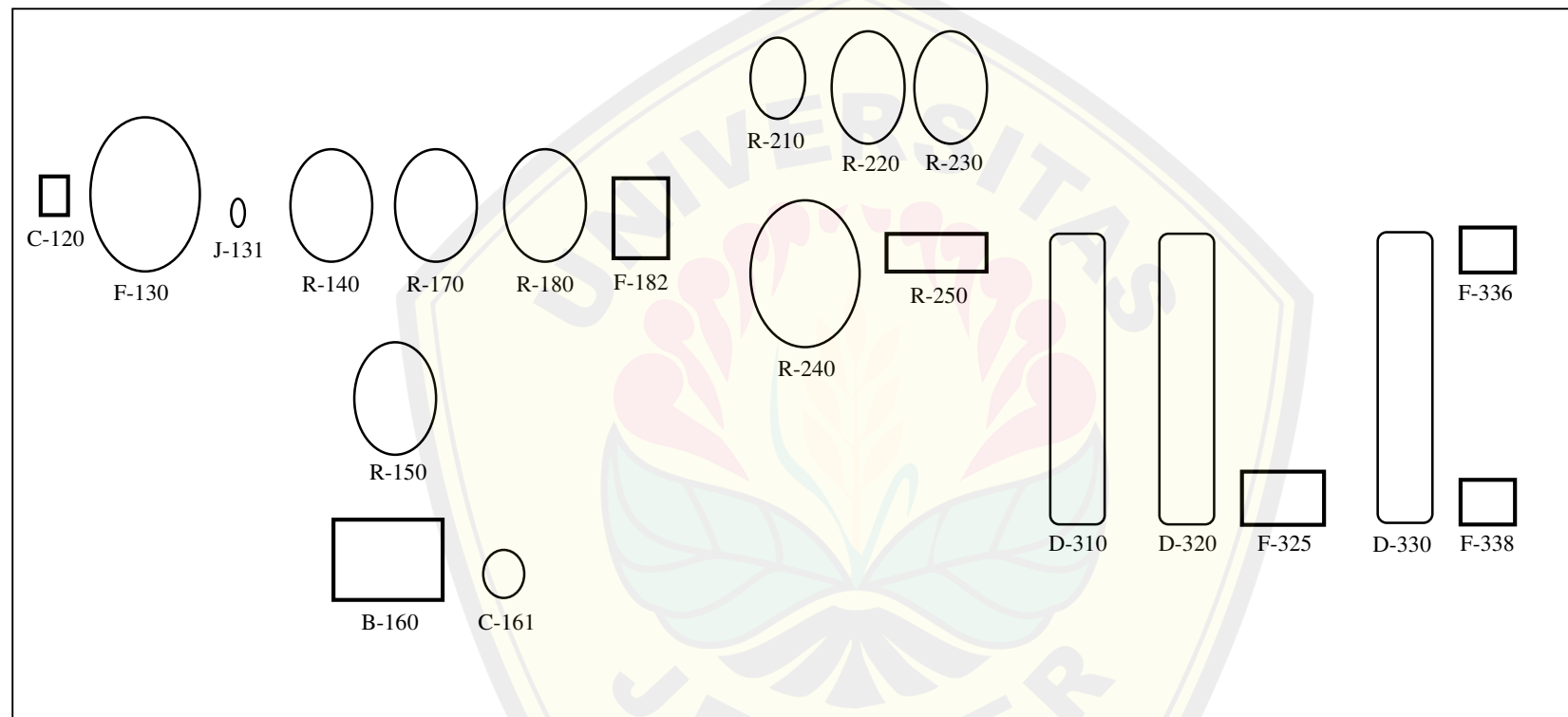
Secara garis besar layout dibagi menjadi beberapa bagian utama, dia-ntaranya :

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER



Gambar 9. 2 Tata Letak Pabrik Biobutanol

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER



Gambar 9. 3 Tata Letak Alat Pabrik Biobutanol

BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN

10.1 Analisis Ekonomi

Suatu pabrik harus di evaluasi kelayakan berdirinya dan tingkat pendapatannya sehingga perlu dilakukan analisa perhitungan secara teknik. Selanjutnya, perlu juga dilakukan analisa terhadap aspek ekonomi dan pembiayaannya. Hasil analisa tersebut diharapkan berbagai kebijaksanaan dapat diambil untuk pengarahannya secara tepat. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan bila beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain sebagai berikut.

10.1.1 Modal Investasi (*Capital Investment*)

Modal investasi adalah seluruh modal untuk mendirikan pabrik dari mulai menjalankan usaha sampai mampu menarik hasil penjualan. Modal Investasi Tetap /Fixed Capital Investment Modal investasi tetap adalah modal yang diperlukan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik.

Tabel 10. 1 Modal Investasi Tetap

Komponen	Biaya (Rp)
Direct Cost (DC)	Rp569.311.287.208
Indirect Costr (ID)	Rp41.394.213.946
15%(DC+ID)	15%(DC+ID)
Total	Rp781.477.060.181

10.1.2 Modal Kerja/*Working Capital Investment* (WCI)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya antara 1-4 bulan, tergantung pada cepat atau

lambatnya hasil produksi yang diterima. Total WCI yang digunakan yaitu 15% dari nilai *Total Cost Investment* (TCI) yaitu Rp845.267.129.625, sehingga total WCI sebesar Rp126.790.069.444

10.1.3 Biaya Produksi Total/*Total Production Cost* (TPC)

Biaya total produksi meliputi semua biaya yang dihabiskan selama pabrik beroperasi yang meliputi :

1. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah jumlah biaya semua sumber daya yang dikonsumsi dalam proses pembuatan produk (Ostwald, dkk., 2004). *Manufacturing Cost* dapat diklasifikasikan yaitu:

a. Biaya langsung/*Direct Production Cost* (DPC)

Tabel 10. 2 Biaya Produksi Langsung

Komponen	Harga (Rp)
Bahan Baku (1 tahun)	Rp55.938.126.954
Biaya utilitas (1 tahun)	Rp2.387.696.126.496
Biaya pengemasan (1 tahun)	Rp4.428.729.637.515
Gaji karyawan	Rp7.560.000.000
Biaya laboratorium (10% gaji)	Rp756.000.000
Biaya supervisi (10% Gaji)	Rp756.000.000
Biaya pemeliharaan dan perbaikan (1% FCI)	Rp6.107.055.012
Operating supplies (1% FCI)	Rp6.107.055.012
Patent + royalti	0,03 TPC

b. Biaya Tetap/*Fixed Charge* (FC)

Tabel 10. 3 Tabel Biaya Tetap

Depresiasi alat (2% Bangunan +10% Peralatan)	Rp7.903.812.695
--	-----------------

Pajak lokal 1% FCI	Rp7.184.770.602
Insurance 1% FCI	Rp7.184.770.602
Bunga bank 15% modal pinjaman	Rp43.108.623.611
Total FC	Rp65.381.977.510

c. Biaya *overhead*

Biaya *overhead* pabrik produksi biobutanol senilai 0,1 TPC

Biaya pengeluaran umum/*General Expenses* (GE)

Tabel 10. 4 Pengeluaran Umum

Komponen	Nilai
Administrative cost (6% TPC)	0,6 TPC
Distribution & Marketing (10% TPC)	0,1 TPC
Research and development (5% TPC)	0,05 TPC
Financing (10% TCI)	Rp84.526.712.962
Total	Rp84.526.712.962 + 0,21 TPC

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Produksi Total (TPC)} &= \text{Manufacturing cost} + \text{GE} \\
 &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Overhead} + \text{GE} \\
 &= \text{Rp}7.043.558.691.460 + 0,340 \\
 \text{TPC} &= \text{Rp}10.672.058.623.424
 \end{aligned}$$

10.2 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi merupakan salah satu tolak ukur yang perlu diketahui dalam perancangan pabrik guna memperoleh gambaran secara umum pada segi ekonomi dalam pengerjaan pabrik yang akan didirikan. Adanya analisa ekonomi diharapkan bahwa pabrik dinyatakan layak untuk didirikan dengan mampu untuk menghasilkan profit sesuai dengan yang diharapkan. Uji kelayakan ekonomi ini menggunakan metode linier yang meliputi perhitungan sebagai berikut.

10.2.1 Laba Kotor

Laba kotor yang diperoleh yaitu Rp31.576.137.888.939

10.2.2 Laba Bersih

Laba kotor yang diperoleh yaitu Rp20.524.489.627.811

10.2.3 Laju Pengembalian Modal/ *Return On Investment* (ROI)

- a. ROI sebelum pajak : 44%
- b. ROI sesudah pajak : 28,57%

Nilai ROI yang diperoleh > bunga bank, sehingga **pabrik layak didirikan**

10.2.4 Waktu Pengembalian Modal/*Pay Out Time* (POT):

- a. POT sebelum pajak : 2,0473 tahun
- b. POT sesudah pajak : 3,14931 tahun

Nilai POT < ½ umur pabrik (10tahun), sehingga **pabrik layak didirikan**

10.2.5 Titik Impas/*Break Event Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan titik tertentu yang menunjukkan capaian kapasitas produksi pada saat pendapatan bernilai sama dengan modal yang dikeluarkan sehingga tercapai titik impas. Adapun *Shut Down Point* (SDP) merupakan titik tertentu pada capaian kapasitas produksi yang menyebabkan kerugian dengan setara pada fixed cost. Kapasitas produksi pabrik yang berada di bawah titik SDP akan lebih menguntungkan untuk dilakukan pemberhentian operasi pabrik. Adapun BEP dapat ditentukan melalui persamaan berikut:

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

- Keterangan :
- FC : *Fixed Cost*
- SVC : *Semi Variable Cost*
- VC : *Variabel Cost*
- S : Hasil penjualan produk
- a. FC = **Rp65.381.977.510**
- b. SVC = **Rp4.475.930.712.668,88**

Tabel 10. 5 SVC (*Semi Variable Cost*)

Pemeliharaan dan perbaikan	Rp6.107.055.011,54
----------------------------	--------------------

Tenaga kerja	Rp7.910.000.000,00
Laboratorium	Rp791.000.000,00
Biaya overhead	Rp1.067.205.862.342,42
Biaya umum	Rp3.392.864.886.224,01
Supervise	Rp791.000.000,00
Total	Rp4.475.930.712.668,88

c. VC = **Rp36.341.290.014.110,40**

Tabel 10. 6 VC (*Variable Cost*)

Bahan baku	Rp29.524.864.250.099,40
Utilitas	Rp2.387.696.126.496,07
Pengemasan	Rp4.428.729.637.514,91
Total	Rp36.341.290.014.110,40

d. Total penjualan = **Rp42.248.832.876.000,00**

Maka perhitungan BEP yaitu:

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{1.408.161.191.311}{2.774.391.363.021} \times 100\% \\ &= 50,76\% \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan, nilai BEP yang didapatkan adalah sebesar 50,76%. Nilai BEP berada pada rentang 40-60%, sehingga pabrik layak untuk didirikan. Parameter evaluasi ekonomis yang telah dilakukan dapat disimpulkan dalam tabel berikut.

Tabel 10. 7 Parameter Evaluasi Ekonomis

No.	Parameter	Hasil perhitungan	Syarat kelayakan	Kesimpulan
1.	ROI	28,57%	ROI > bunga bank (15%)	Layak didirikan

2.	POT	3,1492 tahun	POT < ½ umur pabrik (10 tahun)	Layak didirikan
3.	BEP	50,76%	40% < BEP < 60%	Layak didirikan

Secara keseluruhan unsur analisa ekonomi, perancangan pabrik biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi layak untuk didirikan.

10.3 Faktor Keselamatan

Keselamatan kerja merupakan hal penting bagi perlindungan tenaga kerja yang berkaitan dengan alat kerja, mesin, bahan dan proses pengolahan, tempat kerja, lingkungannya serta cara pengerjaannya. Prosedur keselamatan dan kesehatan kerja merupakan salah satu hal yang mutlak dan sifatnya wajib ada disuatu pabrik, dengan beberapa ketentuan dalam pelaksanaan Prosedur Keselamatan dan Kesehatan Kerja. Ketentuan-ketentuan ini disampaikan kepada seluruh karyawan maupun pengunjung dari luar pabrik dengan maksud studi atau pekerjaan yang telah ditentukan dan dilakukan konfirmasi kepada pabrik.

Selama proses produksi berlangsung wajiblah menjaga keselamatan kerja setiap tenaga kerja yang ada. Menjaga dan mempertahankan kondisi tenaga kerja agar senantiasa berada pada keadaan yang baik pada lingkup area kerja merupakan peran penting diperlukannya keselamatan kerja. Berdasarkan UU No. 1 Tahun 1970 tentang keselamatan kerja disebutkan bahwa memiliki tujuan:

1. Melindungi tenaga kerja dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi
2. Menjamin keselamatan orang lain yang berada di lingkungan kerja
3. Memelihara sumber produksi dan dipergunakan secara aman di lingkungan kerja.

Ketentuan-ketentuan mengenai keselamatan dan kesehatan kerja yang ada diperusahaan disampaikan melalui Safety Induction yang berisikan instruksi wajibnya penggunaan APD (alat pelindung diri) berupa helm safety di sekitar area pabrik dan langkah-langkah yang harus dilakukan apabila terjadi keadaan darurat dan prosedur evakuasinya. Berikut merupakan alat pelindung diri diantaranya yaitu:

1. Helm

Helm berfungsi dalam memberikan perlindungan pada potensi bahaya yang bisa mengenai kepala baik berupa benturan atau tumpukan benda.

2. Alat pelindung mata (*eye goggle*)

Alat pelindung mata berfungsi dalam memberikan perlindungan kepada mata terhadap potensi bahaya yang disebabkan berbagai faktor seperti partikulat, percikan dari bahan kimia yang rawan mengenai mata dan cahaya yang menyilaukan.

3. Pelindung muka (*face shield*)

Pelindung muka memiliki fungsi dalam perlindungan dari potensi bahaya yang memungkinkan terjadi pada muka. Potensi bahaya ini dapat berupa cairan panas, percikan bahan kimia berbahaya, maupun percikan api

4. Pelindung pernafasan

Pelindung pernafasan berperan dalam memberikan perlindungan pada potensi bahaya yang dapat memasuki saluran pernafasan baik mulai dari mulut sampai hidung. Faktor bahaya yang dapat mempengaruhi pernafasan dapat berupa banyaknya partikel berdebu pada area kerja maupun adanya kemungkinan dalam menghirup senyawa kimia berbahaya. Salah satunya yaitu masker yang merupakan penutup hidung dan mulut untuk menyaring udara yang dihisap. Selanjutnya ada breathing apparatus, yaitu alat bantu pernafasan dimana dipakai jika udara sekeliling kotor sekali atau beracun

5. Sarung tangan

Sarung tangan berfungsi sebagai perlindungan dari potensi bahaya yg dapat terjadi pada tangan baik bahaya fisik, kimia maupun elektrik. Berikut merupakan beberapa jenis sarung tangan bersasarkan sumber bahaya yang dihadapi.

- a. Sarung tangan kulit : sumber bahaya berupa benda yang kasar dan tajam
- b. Sarung tangan asbes : sumber bahaya berupa benda yang panas
- c. Sarung tangan katun : digunakan bila bekerja dengan peralatan oksigen
- d. Sarung tangan karet : sumber bahaya berupa bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan

iritatif

e. Sarung tangan listrik : sumber bahaya berupa bahaya listrik

6. Sepatu pengaman

Pelindung diri dari segala potensi bahaya terhadap kaki. Beberapa jenis sepatu pengaman di antaranya adalah:

a. Sepatu keselamatan : Pelindung diri dari potensi bahaya terhadap kaki dari benda yang

keras atau tajam, luka bakar karena bahan kimia yang korosif, 125 tertembus benda tajam dan/atau untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh minyak atau air.

b. Sepatu karet : Alat pelindung kaki terhadap potensi gangguan K3 yang berasal dari bahan kimia berbahaya.

c. Sepatu listrik: Alat pelindung kaki terhadap potensi gangguan K3 yang berasal dari sumber listrik.

7. Baju pelindung

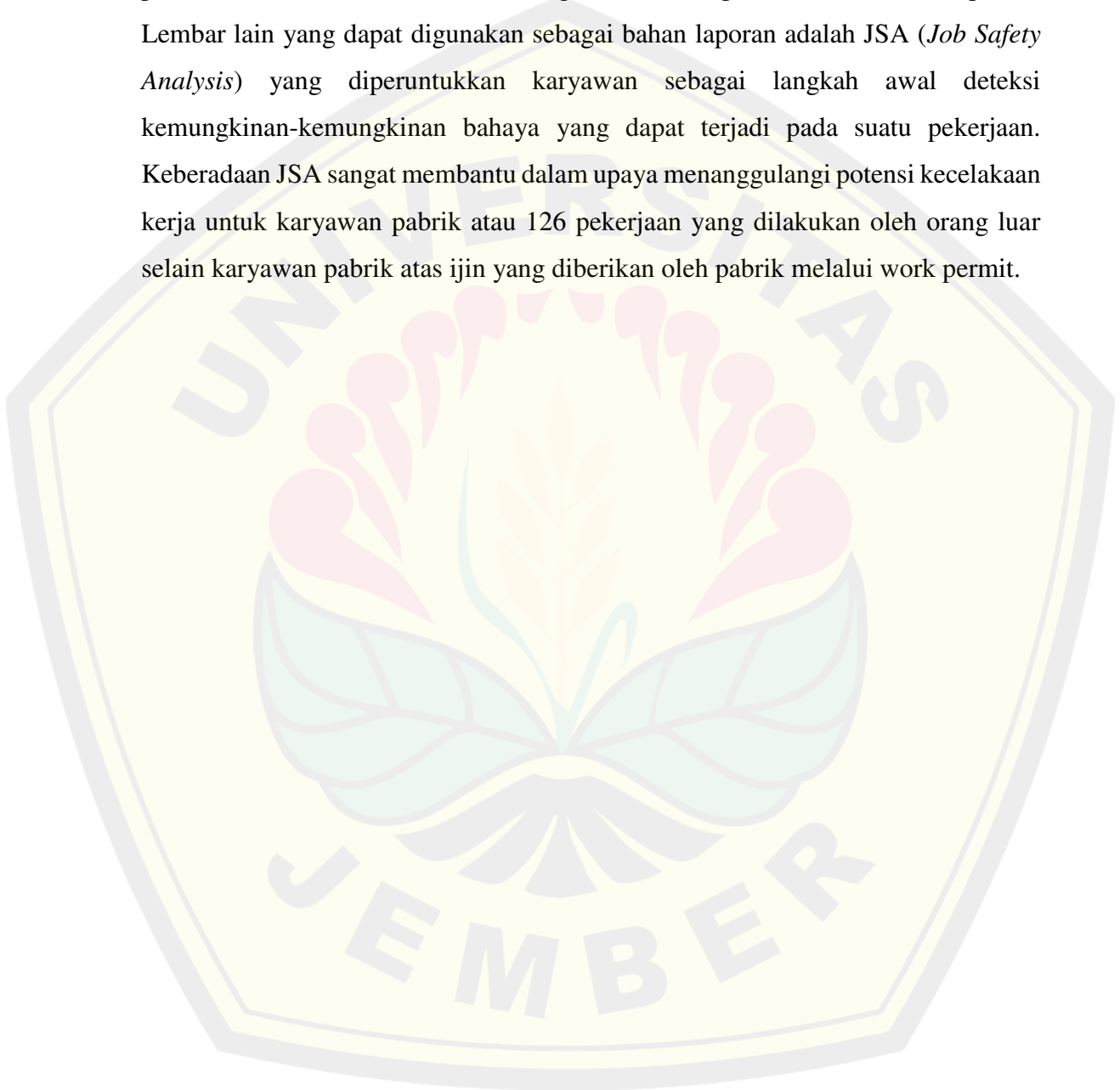
Berperan sebagai alat pelindung tubuh dari ujung kaki hingga kepala. Baju pelindung sendiri terdiri dari dua jenis, yaitu baju pelindung bahan kimia asam dan percikan pasir. Baju pelindung ini pada umumnya memiliki ketahanan terhadap sumber bahaya yaitu baik untuk bahan kimia dan percikan pasir sehingga pekerja dapat melaksanakan pekerjaan secara aman.

Program dalam upaya penerapan faktor keselamatan, sangat dijunjung keselamatan dan kesehatan setiap individu yang terlibat pada area kerja. Adapun yang dapat menjadi faktor bahaya dalam area kerja pabrik tidak hanya secara fisik saja namun juga terdapat sumber lain yang secara langsung maupun tidak langsung dapat menciderai individu berkaitan. Adapun tindakan pencegahan yang dilakukan oleh pabrik antara lain :

1. Penyediaan alat pencegah kebakaran dan kebocoran
2. Pemberian penerangan, latihan, dan pembinaan agar setiap pekerja yang ada di tempat dapat mengetahui cara melakukan pencegahan jika terjadi kecelakaan, kebakaran, peledakan, dan kebocoran pipa yang berisi zat berbahaya

3. Pemberian penerangan mengenai pertolongan pertama pada kecelakaan

Program lain yang dilakukan sebagai tindak monitoring atau pemantauan terhadap kinerja dan kegiatan – kegiatan keselamatan dikemas dalam bentuk laporan tiap pekan atau weekly report. Laporan ini berfungsi sebagai lembar pemantauan dan bentuk tertulis atas kegiatan dan rekapitulasi K3 dalam satu pekan. Lembar lain yang dapat digunakan sebagai bahan laporan adalah JSA (*Job Safety Analysis*) yang diperuntukkan karyawan sebagai langkah awal deteksi kemungkinan-kemungkinan bahaya yang dapat terjadi pada suatu pekerjaan. Keberadaan JSA sangat membantu dalam upaya menanggulangi potensi kecelakaan kerja untuk karyawan pabrik atau 126 pekerjaan yang dilakukan oleh orang luar selain karyawan pabrik atas ijin yang diberikan oleh pabrik melalui work permit.



BAB 11. KESIMPULAN

Berdasarkan uraian pada bab sebelumnya dari analisa studi kelayakan pada prarancangan pabrik biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi maka dapat diambil kesimpulan bahwa:

1. Pabrik biobutanol yang direncanakan dibangun pada tahun 2025 dapat beroperasi selama 330 hari operasi/ tahun dalam 24 jam/hari terletak di daerah kabupaten Poso, Sulawesi Tengah.
2. Kapasitas pabrik biobutanol diperoleh berdasarkan ketersediaan bahan baku kulit kakao yaitu sebesar 167.023 kg/tahun dengan kondisi operasi 96 jam/batch
3. Kebutuhan bahan baku kulit kakao yaitu 210282,625 kg/jam
4. Berdasarkan analisis proses perancangan pabrik biobutanol menggunakan metode fermentasi ekstraktif sel imobilisasi yang dinilai memiliki kelebihan dibandingkan sel bebas yaitu komposisi sel imobilisasi dan ekstrak (TYA) yang digunakan dapat di recycle sehingga dapat menghemat 8 kali lipat biaya bahan baku pembuatan sel imobilisasi pertahunnya.
5. Berdasarkan analisis utilitas, kebutuhan air sebagian besar berasal dari water treatment yang digunakan untuk:
 - a. Kebutuhan air total : 7.220.474,1005 m³/jam
 - b. Kebutuhan air proses : 8.150,347 m³/jam
 - c. Kebutuhan air pendingin : 7.212.226 m³/jam
 - d. Kebutuhan umpan boiler : 95,704 m³/jam
 - e. Kebutuhan air sanitasi: 2,0545 m³/jam
 - f. Air recycle 90% dari total kebutuhan air : 86,1334 m³/jam
6. Berdasarkan analisis ekonomi ada beberapa parameter penentu pendirian pabrik yang layak untuk didirikan yaitu:
 - a. Nilai *Rate On Investment* (ROI) yang diperoleh yaitu sebesar 28,57% > bunga bank (15%), sehingga pabrik layak didirikan

- b. Nilai *Pay Out Time* (POT) sebesar $3,149 < \frac{1}{2}$ umur pabrik (10 tahun), sehingga pabrik layak didirikan
- c. Nilai *Break Event Point* (BEP) sebesar 51% yang masih berada pada rentang $40\% < \text{BEP} < 60\%$, sehingga pabrik layak didirikan

Ditinjau dari aspek yang telah dijabarkan tersebut, maka prarancangan pabrik biobutanol dari kulit kakao dengan fermentasi ekstraktif sel terimobilisasi layak untuk dilanjutkan ke tahap perencanaan.



DAFTAR PUSTAKA

- Afriyanti, Y., Sasana, H., & Jalunggono, G. (n.d.). *DINAMIC: Directory Journal of Economic Volume 2 Nomor 3 Analisis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Konsumsi Energi Terbarukan Di Indonesia Analysis Of Influencing Factors Renewable Energy Consumption In Indonesia 1*).
- Alibaba. 2022. <https://www.alibaba.com> [diunduh 24 April 2022].
- Aryasta.N.R dan Baking.A.A.R. 2012. Perancangan Pabrik Bioetanol Dari Pod Kakao Kapasitas 10.000 Ton/Tahun. Universitas Islam Indonesia:Yogyakarta. No: Ta/Tk/2019/003
- Benyadit.G dan Muktiarto. (2012). Teknik, J., Fakultas, K., & Maret, U. S. *Tugas Akhir Prarancangan Pabrik N-Butanol Dengan Proses Hidrogenasi N-Butil Butirat*.
- BPS. 2022. Data import dan ekspor n-butanol di Indonesia. <https://www.bps.go.id/subject/8/ekspor-impor.html> [diunduh 24 April 2022].
- Dharmaraja, J., Shobana, S., Pugazhendhi, A., & Kumar, G. (2020). Biobutanol from lignocellulosic biomass: bioprocess strategies. In *Lignocellulosic Biomass to Liquid Biofuels*. INC. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815936-1.00005-8>
- Darmayanti, R. F. (2018). *Studies on extractive butanol fermentation by immobilized cells with large extractant volume Studies on extractive butanol fermentation by immobilized cells with large extractant volume*. Fukuoka : Kyushu University.
- Darmayanti, R. F., Tashiro, Y., Noguchi, T., Gao, M., Sakai, K., & Sonomoto, K. (2018). Novel biobutanol fermentation at a large extractant volume ratio using immobilized *Clostridium saccharoperbutylacetonicum* N1-4. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 126(6), 750–757. <https://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2018.06.006>

- Diaz, Hugo Grisales., Stosch, M., & Willis, M.J. (2018). Butanol Production via Vacuum Fermentation : An Economic Evaluation Operating Strategies. *Chemical Engineering Science*. doi:10.1016/j.ces.2018.10.016
- Dolejš, I., Krasňan, V., Stloukal, R., Rosenberg, M., & Rebroš, M. (2014). Butanol production by immobilised *Clostridium acetobutylicum* in repeated batch, fed-batch, and continuous modes of fermentation. *Bioresource Technology*, 169, 723–730. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.07.039>
- Efendy, A.H (2015). Eksplorasi Kaldu Usus Ayam Potong dan Air Cucian Beras Sebagai Medium Pertumbuhan (*Bacillus* sp.) Penghasil Enzim Xilanase. Skripsi. Universitas Jember.
- Gao, H., Lu, J., Jiang, Y., Fang, Y., Tang, Y., Yu, Z., Zhang, W., Xin, F., & Jiang, M. (2021). Material-mediated cell immobilization technology in the biological fermentation proces. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 1–14. <https://doi.org/10.1002/bbb.2219>
- Huang, H. J., Ramaswamy, S., & Liu, Y. (2014). Separation and purification of biobutanol during bioconversion of biomass. *Separation and Purification Technology*, 132, 513–540. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.06.013>
- Huzir, N. M., Aziz, M. M. A., Ismail, S. B., Abdullah, B., Mahmood, N. A. N., Umor, N. A., & Syed Muhammad, S. A. F. ad. (2018). Agro-industrial waste to biobutanol production: Eco-friendly biofuels for next generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 94(June), 476–485. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.06.036>
- Ibrahim, M. F., Ramli, N., Kamal Bahrin, E., & Abd-Aziz, S. (2017). Cellulosic biobutanol by Clostridia: Challenges and improvements. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 79(June 2016), 1241–1254. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.184>
- Kompas.com. 2020. 8 Daerah penghasil Kakao Terbesar di Indonesia. <https://regional.kompas.com/read/2022/01/24/151542778/8-daerah-penghasil-kakao-terbesar-di-indonesia-produksi-terbanyak-ada-di?page=all> [diunduh 25 April 2022].

- Muharja, Maktum. 2022. Produksi Biobutanol Dari Gula Reduksi Kulit Buah Kakao (*Theobroma Cacao L.*) Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis Oleh *Clostridium Saccharoperbutylaceticum* N1-4
- Muharja, M., dan Darmayanti, R.F. 2021. Produksi Biohidrogen dan Biobutanol dari Limbah Hasil Pertanian dan Perkebunan. Jember : UNEJ Press.
- Najafpour, G. D. (2015). Biofuel Production**This chapter was written with contributions from:Arash Mollahoseini, Biofuel Research Team (BRTeam), Karaj, Iran; Meisam Tabatabaei, Biofuel Research Team (BRTeam), Karaj, Iran and Agricultural Biotechnology Research Institute of Iran . In *Biochemical Engineering and Biotechnology*. <https://doi.org/10.1016/b978-0-444-63357-6.00020-1>
- Nilsson, R.L., Helmerius, J., Nilsson, R., and Rova, U. 2015. Production of ABE from Xylose and Other Substrates. *Bioresorce Technology*. 176. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.012>
- Perindustrian, D. (2007). Gambaran Sekilas Industri Kakao. *Departemen Perindustrian*, 5–8.
- Pusat data dan Informasi Pertanian. 2020. Outlook Kakao. ISBN: 1804000000
- Rambat, R., Aprilita, N. H., & Rusdiarso, B. (2015). Aplikasi Limbah Kulit Buah Kakao sebagai Media Fermentasi Asam Laktat untuk Bahan Baku Bioplastik. In *Jurnal Kimia dan Kemasan* (Vol. 37, Issue 2, p. 111). <https://doi.org/10.24817/jkk.v37i2.1820>
- Safitri, R., Anggita, I., Safitri, F., Ratnadewi, A.G. (2018). Pengaruh Konsentrasi Asam Sulfat dalam Proses Hidrolisis Selulosa dari Kulit Buah Naga Merah (*Hylocereus costaricensis*) untuk Produksi Bioetanol. 9th Industrial Research Workshop and National Seminar.
- Zhang, Q., Dong, J., Liu, Y., Wang, Y., & Cao, Y. (2016). Towards a green bulk-scale biobutanol from bioethanol upgrading. *Journal of Energy Chemistry*, 25(6), 907–910. <https://doi.org/10.1016/j.jechem.2016.08.010>

APPENDIX A

NERACA MASSA

Asumsi : Kondisi operasi *steady state*
 Waktu operasi : 330 hari/tahun
 Basis waktu : 1 jam
 Satuan massa : kg
 Kapasitas per hari : 48.588,5788 kg/hari butanol
 Kapasitas per tahun : 16.034.231 kg/tahun butanol

Tabel A. 1 Komposisi *Feed* Kulit Kakao

Komponen	Persentase (%)	Fraksi	Bahan Baku (kg)	Massa (kg)
Pektin	12,67	0,1267	210.283	26642,8
Lignin	27,95	0,2795	210282,625	58774,0
Selulosa	36,23	0,3623	210282,625	76185,4
Hemiselulosa	11,14	0,1114	210282,625	23425,5
Air	12,01	0,1201	210282,625	25254,9
Total	100	1		210.282,6

Sumber : (Billah, 2020)

Persamaan Umum Neraca Massa :

Akumulasi = Laju alir massa masuk - Laju alir massa keluar + Generasi – Konsumsi

(Sumber: Himmelblau dan Riggs James B. 2004).

Asumsi sistem *steady state* ,sehingga akumulasi sama dengan 0 dan reaksi menjadi

Laju alir massa masuk + Generasi = Laju alir massa keluar + Konsumsi

Apabila tidak terjadi reaksi, maka generasi = konsumsi = 0, sehingga :

Laju alir massa masuk = Laju alir massa keluar

A.1 Ekstraksi Pektin

A1.1 Tangki Penyimpanan (F-110)

Fungsi : Menyimpan kulit kakao sebelum dihancurkan

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 Atm
 Suhu Operasi = 30 °C
 Kulit Kakao = 210282,6 kg

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 1 Blok Diagram Tangki Penyimpanan (F-110)

Tabel A1. 1 Data Komposisi Kulit Kakao

Komponen	Persen (%)
Pektin	12,67
Lignin	27,95
Selulosa	36,23
Hemiselulosa	11,14
Air	12,01
Total	100

(Sumber: Billah, 2020).

Perhitungan fraksi massa masing-masing komponen kulit kakao :

$$\text{Fraksi Massa Pektin} = \frac{12,67}{100}$$

$$= 0,1267$$

$$\text{Fraksi Massa Lignin} = \frac{27,95}{100}$$

$$= 0,2795$$

$$\text{Fraksi Massa Selulosa} = \frac{36,23}{100}$$

$$= 0,3623$$

$$\text{Fraksi Massa Hemiselulosa} = \frac{11,14}{100}$$

$$= 0,1114$$

$$\begin{aligned} \text{Fraksi Massa Air} &= \frac{12,01}{100} \\ &= 0,1201 \end{aligned}$$

Jumlah kulit kakao yang dibutuhkan untuk proses sebesar 210282,6 kg

Perhitungan massa masing-masing komponen kulit kakao :

$$\begin{aligned} \text{Massa Pektin} &= \text{Massa kulit kakao} \times \text{Fraksi massa pektin} \\ &= 210282,6 \times 0,1267 \\ &= 26642,8 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa lignin} &= \text{Massa kulit kakao} \times \text{fraksi massa lignin} \\ &= 210282,6 \times 0,2795 \\ &= 58774,0 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa selulosa} &= \text{Massa kulit kakao} \times \text{Fraksi massa selulosa} \\ &= 210282,6 \times 0,362 \\ &= 76185,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa hemiselulosa} &= \text{Massa kulit kakao} \times \text{Fraksi massa hemiselulosa} \\ &= 210282,6 \times 0,1114 \\ &= 23425,5 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \text{Massa kulit kakao} \times \text{Fraksi massa air} \\ &= 210282,6 \times 0,1201 \\ &= 25254,9 \text{ kg} \end{aligned}$$

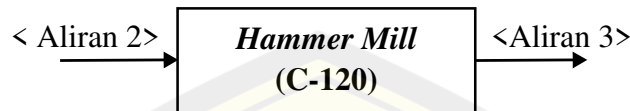
Tabel A1. 2 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-110)

Komponen	Input	Output
	Aliran <1>	Aliran <2>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210.282,6	210.282,6

A1.2 Hammer Mill (C-120)

Fungsi : Memperkecil ukuran bahan baku kulit kakao menjadi partikel yang lebih halus

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 2 Blok Diagram Hammer Mill (C-120)

Tabel A1. 3 Neraca Massa Hammer Mill (C-120)

Komponen	Input	Output
	Aliran <2>	Aliran <3>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210.282,6	210.282,6

A1.3 Tangki Penyimpanan (F-130)

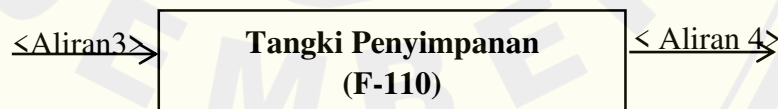
Fungsi : Menyimpan bubuk kulit kakao untuk proses selanjutnya

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 3Blok Diagram Tangki Penyimpanan (F-130)

Tabel A1. 4 Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-130)

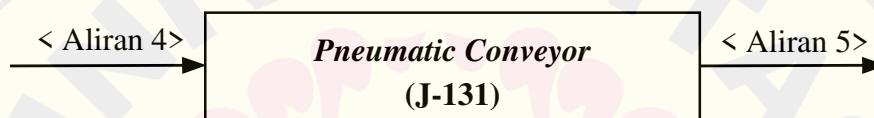
Komponen	Input	Output
	Aliran <3>	Aliran <4>

	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210.282,6	210.282,6

A1.4 Pneumatic Conveyor (J-131)

Fungsi : Mengangkut material bahan baku bubuk kulit kakao

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 4 Blok Diagram *Pneumatic konveyor* (J-131)

Tabel A1. 5 Neraca Massa *Pneumatic Conveyor* (J-131)

Komponen	Input	Output
	Aliran <4>	Aliran <5>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8
Lignin	58774,0	58774,0
Selulosa	76185,4	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	23425,5
Air	25254,9	25254,9
Total	210.282,6	210.282,6

A1.5 Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

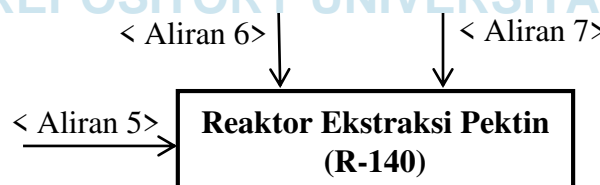
Fungsi :Melarutkan pektin dari bubuk kulit kakao menggunakan asam sitrat

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 Atm

Suhu Operasi = 50 °C

Asumsi : Terjadi reaksi asam sitrat dan air untuk memecah pektin



Gambar A1. 5 Blok Diagram Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Menurut Susilowati, et al (2020) bubuk kulit kakao dengan asam sitrat rasio 1:3, (w/v)

Bubuk kulit kakao yang digunakan = 210282,6 Kg

Densitas air = 997 kg/m³

Densitas asam sitrat = 1.660 kg/m³

- Perhitungan untuk densitas campuran =

Densitas air + Densitas asam sitrat =

997 + 1660 = 2657 kg/m³

-Perhitungan densitas campuran

Air = 997 x 0,93 = 927,21

Asam sitrat = 2657 x 0,07 = 116,2

Rho campuran = 1043,41

Perhitungan kebutuhan larutan asam sitrat 7% berdasarkan perbandingan rasio 1:3

(w/v) :

Bubuk kakao yang digunakan x 3 =

210.282,6 kg x 3 = 630.848 liter (w/v)

Jadi, kebutuhan larutan asam sitrat :

Densitas campuran

$\frac{630847,9}{1043,41} \times 1000 = 604.602$ liter

1043,41

Massa asam sitrat 7% =

7% x 604.602 = 42.322 kg

Kebutuhan Air =

Massa air 93% $= 0,93 / 0,07 \times 42.322 = 562.280 \text{ kg}$

Tabel A1. 6 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Komponen	Input			Output
	Aliran <5>	Aliran <6>	Aliran <7>	Aliran <8>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	-	-	26642,8
Lignin	58774,0	-	-	58774,0
Selulosa	76185,4	-	-	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	-	-	23425,5
Air	25254,9	-	-	25254,9
Asam sitrat	-	42.322	-	42.322
Air pencuci	-	-	562.280	562.280
Total	814.884,72			814.884,72

A1.6 Filter (H-142)

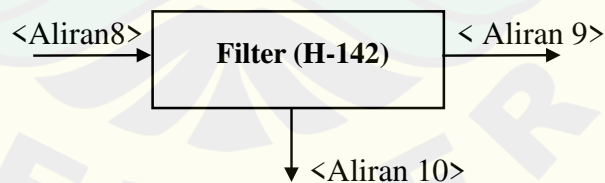
Fungsi : Pemisahan antara padatan bubuk kulit kakao dengan campuran ekstrak bubuk kulit kakao

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 6 Blok Diagram Filter (H-142)

Tabel A1. 7 Neraca Massa Filter (H-142)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <8>	Aliran <9>	Aliran <10>

	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26642,8	26642,8	-
Lignin	58774,0	-	58774,0
Selulosa	76185,4	-	76185,4
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,5
Air	587.534,9	534739,9	-
Asam sitrat	42.322,1	38626,5	3695,6
Air pencuci	-	-	52795
Total	814.884,72	814.884,72	

A1.7 Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Fungsi : Untuk mengekstrak pektin dari bubuk kulit kakao

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C


Asumsi : Tidak terjadi reaksi

<Aliran 11>

< Aliran 9>

< Aliran 12>

Gambar A1. 7 Blok Diagram Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)



Asumsi: terkoagulan sempurna

Penggunaan etanol = 100 ml untuk 150 ml = hidrolisat pektin

Volume bahan = total aliran 9 = 600.009

Destilasi etanol = 0,789 g/ml

Massa etanol = densitas x volume = 78,9 gram

Kebutuhan etanol = $\frac{(\text{massa air}/1000) \times (\text{massa total aliran 9})}{(\text{volume hidrolisat pektin}/1000)}$

= $(78,9/1000) \times (600.009)/(150/1000)$

= 315.604,86 kg

Perhitungan mol bereaksi aliran masuk

Pektin

$$\begin{aligned} \text{mol awal} &= \text{massa}/M_r \\ &= 26.642,81/176 \\ &= 151,38 \end{aligned}$$

$$\text{Stoikio} = -1$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol awal} \times \text{stoikio} \times 100\% \\ &= 151,38 \times (-1) \times 100\% \\ &= -151,38 \end{aligned}$$

H₂O

$$\text{Stoikio} = -1$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{stoikio H}_2\text{O} / \text{stoikio pektin} \times \text{mol pektin yang bereaksi} \\ &= (-1) / (-1) \times (-151,38) \\ &= -151,38 \end{aligned}$$

Etanol

$$\text{stoikio} = -2$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{stoikio etanol} / \text{stoikio pektin} \times \text{mol pektin yg bereaksi} \\ &= (-2) / (-1) \times (-151,38) \\ &= -302,76 \end{aligned}$$

Perhitungan mol bereaksi aliran keluar :

Pektin

$$\text{stoikio} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{stoikio aliran keluar} / \text{stoikio aliran masuk} \times \text{mol bereaksi aliran} \\ \text{masuk} & \\ &= 1 / (-1) \times (-151,38) \\ &= 151,38 \end{aligned}$$

H₂O

$$\text{stoikio} = 1$$

mol bereaksi = stoikio aliran keluar / stoikio aliran masuk x mol bereaksi aliran masuk

$$= 1 / (-1) \times (-151,38)$$

$$= 151,38$$

Etanol

stoikio = 2

mol bereaksi = stoikio aliran keluar / stoikio aliran masuk x mol bereaksi aliran masuk

$$= 2 / (-1) \times (-151,38)$$

$$= 302,76$$

Tabel A1. 8 Neraca Massa Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Komponen	Input		Output
	Aliran <9>	Aliran <11>	Aliran <12>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin (liquid)	26642,8	-	-
Pektin padat	-	-	26.643
Asam sitrat	38.626,50	-	38.626,5
Air	534.739,94	-	534.740
Etanol 96%	-	315.605	315.605
Total	915.614,11		915.614,11

A1.8 Filter Pektin (H-151)

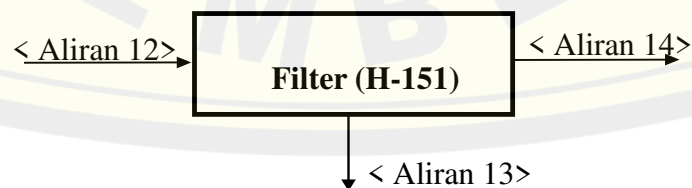
Fungsi : Memisahkan filtrat pektin dan residu

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 8 Blok Diagram Filter (H-151)

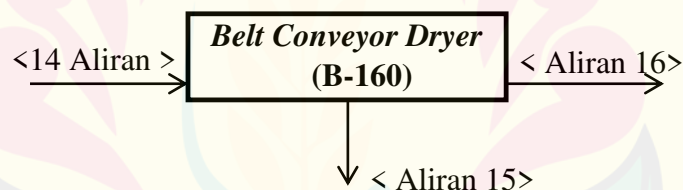
Water content 57,20%	$= 57,20\% / (100\% - 57,20\%) \times \text{massa asam sitrat keluar}$ $= 35.606,74 \text{ kg}$
Massa air residu	$= \text{massa air masuk} - \text{massa air ke belt konveyor dryer}$ $= 534.739,94 - 22.312,09$ $= 512.427,85 \text{ kg}$
Massa air ke dryer	$= \text{massa air mula-mula} / \text{massa bahan bebas water content} \times \text{water content}$ $= 534.739,94 / 853.364,56 \times 35.606,74$ $= 22.312,09 \text{ kg}$
Massa asam sitrat ke dryer	$= \text{massa asam sitrat mula-mula} / \text{massa bahan bebas water content} \times \text{water content}$ $= 38.626,50 / 853.364,56 \times 35.606,74$ $= 1.611,70 \text{ kg}$
Massa etanol ke dryer	$= \text{massa etanol mula-mula} / \text{massa bahan bebas water content} \times \text{water content}$ $= 315.604,86 / 853.364,56 \times 35.606,74$ $= 13.168,65 \text{ kg}$
Massa asam sitrat ke residu	$= \text{massa awal} - \text{massa asam sitrat ke dryer}$ $= 38.626,50 - 1.611,70$ $= 37.014,80 \text{ kg}$
Massa etanol ke residu	$= \text{massa awal} - \text{massa etanol ke dryer}$ $= 315.604,86 - 13.168,65$ $= 302.436,21 \text{ kg}$

Tabel A1. 9 Neraca Massa Filter (H-151)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <12>	Aliran <13>	Aliran <14>	Aliran <14>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26.642,8	-	26.642,81	
Asam sitrat	38.626,50	37.014,80	1.611,70	
Air	534.739,94	512.427,85	22.312,09	
Etanol	315.604,86	302.436,21	13.168,65	
Total	915.614,11		915.614,11	

A1.9 Belt Conveyor Dryer (B-160)

- Fungsi : Meringankan pektin gel dengan aliran teru menerus
- Kondisi Operasi : Suhu campuran larutan = -33,82 °C
Suhu operasi optimum = -36 °C
- Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 9 Blok Diagram Belt Conveyor Dryer (B-160)

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu campuran larutan} &= \frac{(\text{massa asam sitrat} \times \text{titik beku asam sitrat}) + (\text{massa air} \times \text{titik beku air}) + (\text{massa etanol} \times \text{titik beku etanol})}{\text{Massa total larutan}} \\
 &= \frac{(1.611,70 \times 153) + (22.312,09 \times 0) + (13.168,65 \times (-144))}{37.092,44} \\
 &= -33,82 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menurut Salafudin et al (eku suhu campuran suatu larutan tersebut yaitu -36 °C Larutan yg teruapkan = 83% (Salafudin et.al, 2020).

Kandungan air sebelum drying = massa asam sitrat + massa air + massa etanol di aliran masuk

$$= 37.092,44$$

Kandungan air setelah drying = massa asam sitrat + air + etanol di aliran keluar

$$= 5.563,87 = 15\%$$

Sesuai dengan standar mutu kandungan air pada pektin yaitu maksimal 25%

Massa komponen yang akan teruapkan <15>

Massa asam sitrat = massa mula-mula x standard penguapan freeze dryer

$$= 1.611,70 \times 85\%$$

$$= 1.369,94 \text{ kg}$$

Massa air = massa mula-mula x standard penguapan freeze dryer

$$= 22.312,09 \times 85\%$$

$$= 18.965,28 \text{ kg}$$

Massa etanol = massa mula-mula x standard penguapan freeze dryer

$$= 13.168,65 \times 85\%$$

$$= 11.193,35 \text{ kg}$$

Massa komponen setelah di belt conveyor dryer <16>

Massa asam sitrat = massa mula-mula – massa yang teruapkan

$$= 1.611,70 - 1.369,94$$

$$= 241,75 \text{ kg}$$

Massa etanol = massa mula-mula – massa yang teruapkan

$$= 22.312,09 - 18.965,28$$

$$= 3.346,81 \text{ kg}$$

Massa etanol = massa mula-mula – massa yang teruapkan

$$= 13.168,65 - 11.193,35$$

$$= 1.975,30 \text{ kg}$$

Tabel A1. 10 Neraca Massa *Belt Conveyor Dryer* (B-160)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <14>	Aliran <15>	Aliran <16>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26.642,81	-	26.642,81
Asam sitrat	1.611,70	1.369,94	241,75
Air	22.312,09	18.965,28	3.346,81

Etanol	13.168,65	11.193,35	1.975,30
Total	63.735,25	63.735,25	

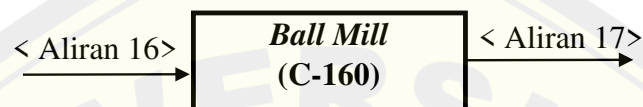
A1.10 *Ball Mill* (C-161)

Fungsi : Menghaluskan pektin agar menjadi bubuk pektin

Kondisi Operasi : Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 10 Blok Diagram *Ball Mill* (C-161)

Tabel A1. 11 Neraca Massa *Ball Mill* (C-16)

Komponen	Input	Output
	Aliran <16>	Aliran <17>
	Massa (kg)	Massa (kg)
Pektin	26.642,81	26.642,81
Asam sitrat	241,74	241,74
Air	3.346,81	3.346,81
Etanol	1.975,30	1.975,30
Total	32.206,67	32.206,67

A1.11 Reaktor *Pretreatment* (R-170)

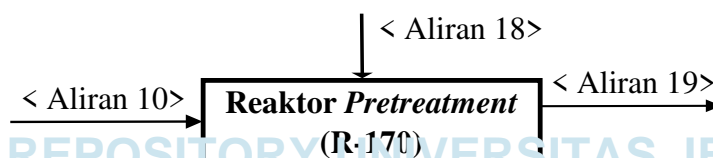
Fungsi : Melarutkan kandungan lignin menggunakan NaOH

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 50°C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



→
< Aliran 20 >

Gambar A1. 11 Blok Diagram Reaktor Pretreatment (R-170)

Pada tahapan proses pretreatment terjadi pencampuran antara larutan NaOH 3% sebagai solvent dengan air dan bubuk kulit kakao (Muharja,2020) :

$$\text{Delignifikasi} = 99,50\%$$

$$\text{Rasio Bubuk Kulit Kakao} = 5 \text{ gram}$$

$$= \frac{5}{1000}$$

$$= 0,005 \text{ kg}$$

$$\text{Rasio 3\% NaOH padat} = 3 \text{ gram}$$

$$= \frac{3}{1000}$$

$$= 0,003 \text{ kg}$$

$$\text{Rasio Air} = 100 \text{ mL}$$

$$= \frac{100}{1000}$$

$$= 0,1 \text{ L}$$

Perhitungan kebutuhan bubuk kulit kakao dengan beberapa komponen :

$$\text{Lignin} = 58774$$

$$\text{Selulosa} = 76185,4$$

$$\text{Hemiselulosa} = 23425,5$$

$$\text{Jadi, kebutuhan bubuk kulit kakao} = \text{Massa Lignin} + \text{Selulosa} + \text{Hemiselulosa}$$

$$= 58774,0 + 76185,4 + 23425,5$$

$$= 158384,87 \text{ kg}$$

Perhitungan kebutuhan H₂O :

Kebutuhan bubuk kulit kakao x Rasio air :

Rasio bubuk kulit kakao :

$$\frac{158384,87}{0,005} \times 0,1 = 3167697 \text{ liter}$$

$$\text{H}_2\text{O aliran masuk} = \text{kebutuhan H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{O aliran 10}$$

$$= 3.167,697 - 52795$$

$$= 3.114,903 \text{ kg}$$

Perhitungan kebutuhan NaOH padat :

$$3\% \times \text{Kebutuhan H}_2\text{O} =$$

$$3\% \times 3167697 = 95031 \text{ kg}$$

Massa lignin yang terdegradasi = massa lignin masuk x persen delignifikasi

$$= 58.774 \times 99,5\%$$

$$= 58480,1 \text{ kg}$$

Massa lignin sisa = massa lignin masuk – massa terdegradasi

$$= 58.774 - 58480,1$$

$$= 293,9 \text{ kg}$$

Tabel A1. 12 Neraca Massa Reaktor Pretreatment (R-170)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <10>	Aliran <18>	Aliran <19>	Aliran <20>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	58774,0	-	293,869	
Selulosa	76185,4	-	76185,4	
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,5	
Air	52795	-	52795	
NaOH 3%	-	95031	95031	
Lignin terlarut	-	-	58480,1	
Air	-	3.114.903		3.114.903
Total	3.421.113		3.421.113	

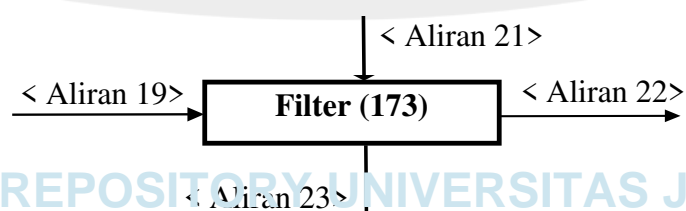
A1.12 Filter (173)

Fungsi : Memisahkan padatan hasil pretreatment dengan filtratnya

Kondisi Operasi : Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 12 Blok Diagram Filter (H-173)

Pada filter (H-173) terdapat data untuk kandungan water content sebesar: 40,59%

$$\frac{40,59\%}{100\%} - \frac{40,59\%}{40,59\%} \times \text{Selulosa + Hemiselulosa + Lignin sisa}$$

$$= \frac{40,59\%}{59,41\%} \times 76185,4 + 23425,5 + 293,870$$

$$= 68,32\% \times 99904,749 = 68256,754 \text{ kg}$$

Perhitungan total lignin pada aliran masuk <19> =

$$\begin{array}{rcl} \text{Total lignin sisa} & + & \text{Total lignin terdegradasi} \\ 293,870 & + & 58480,1 \\ & & = 58.773,99 \text{ kg} \end{array}$$

Perhitungan H₂O pada aliran keluar <22> =

$$\begin{array}{rcl} \text{Total H}_2\text{O} <19> & + & \text{Total air pencuci} <21> & - & \text{water content} \\ 52.794,9577 & + & 52.794,9577 & - & 68.256,75441 \\ & & & & = 68.256,754 \end{array}$$

Perhitungan total lignin pada aliran keluar <21>

$$\begin{array}{rcl} \text{Total lignin} <19> & - & \text{Total lignin sisa} <22> \\ 58773,99369 & - & 293,870 \\ & & = 58480,124 \text{ kg} \end{array}$$

Tabel A1. 13 Neraca Massa Filter (H-173)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <19>	Aliran <21>	Aliran <22>	Aliran <23>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	58774,0	-	293,87	58.480,124
Selulosa	76185,4	-	76185,395	-
Hemiselulosa	23425,5	-	23425,4844	-
Air	52795	-	68.256,754	-
NaOH	95031	-	-	95.031
Lignin terlarut	-	-	-	-

Air pencuci	-	52795	-	37.333,161
Total		359.005,712		359.005,712

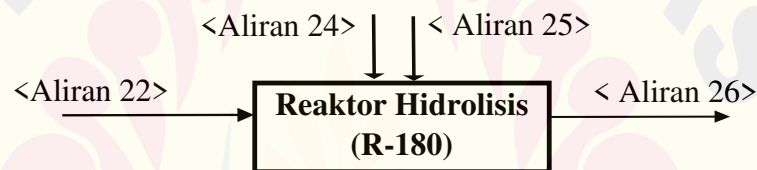
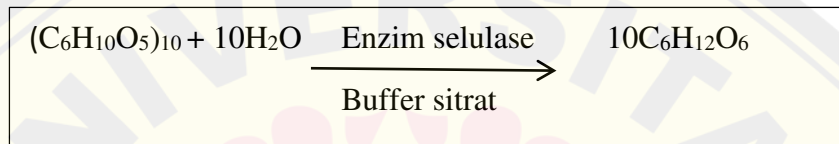
A1.13 Reaktor Hidrolisis (R-180)

Fungsi : Untuk menghasilkan hidrolisat dari bubuk kulit kakao

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi :Terjadi reaksi pembentukan gula pereduksi



Gambar A1. 13 Blok Diagram Reaktor Hidrolisis (R-180)

Konversi glukosa = 8,19% (Darmayanti, 2020).

Kakao = 5 gram
= 0.005 kg

Jumlah lignin sisa + selulosa + hemiselulosa = 99.904,749

aliran masuk :

Densitas enzim = 1.2

Massa enzim = densitas x volume
= 1.2 x 0.019
= 0.0228 g => 0.0000228 kg

Bubuk kakao = 0,005 kg

Maka kebutuhan enzim dan buffer :

Enzim = 0,25 FPU/g = 0,019 ml

Buffer sitrat 0,05 M = 50 ml = 0,05 l

$$\text{Glukosa} = 8,19 \text{ g/ml}$$

$$\begin{aligned} \text{Glukosa 5 gram kakao} &= (\text{total volume enzim+buffer})/1000 \times \text{glukosa} \\ &= 50.019 / 1000 \times 8,19 \\ &= 0,40965561 \text{ gram} \\ &= 0.000409656 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa komponen yang terkonversi :

$$\begin{aligned} \text{Selulosa} &= \text{massa selulosa aliran masuk} \times \text{konversi glukosa} \\ &= 76185.395 \times 8,19\% \\ &= 6239,583854 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa} &= \text{massa hemiselulosa aliran masuk} \times \text{konversi glukosa} \\ &= 23425.484 \times 8,19 \\ &= 1918,547174 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan aliran masuk :

$$\begin{aligned} \text{Asam sitrat} &= \text{rasio asam sitrat} \times \text{buffer sitrat} \\ &= (4,487/1000) \times 90997,289 \\ &= 408,3048357 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sodium sitrat} &= \text{rasio sodium sitrat} \times \text{buffer sitrat} \\ &= (7,832/1000) \times 90997,289 \\ &= 712,6907674 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{rasio H}_2\text{O} \times \text{buffer sitrat} \\ &= (1 - (0,004487+0,007832)) \times 90997,289 \\ &= 89876,2934 \end{aligned}$$

Perhitungan aliran keluar :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O aliran } \langle 22 \rangle + \text{H}_2\text{O aliran } \langle 23 \rangle \\ &= 68256,754 + 89876,2934 \\ &= 158133,048 \end{aligned}$$

Tabel A1. 14 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (R-180)

Komponen	Input	Output
----------	-------	--------

	Aliran <22>	Aliran <24>	Aliran <25>	Aliran <26>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin	293,870	-	-	293,87
Selulosa	76185,4	-	-	69945,811
Hemiselulosa	23425,5	-	-	21506,937
Air	68.256,7	-	-	-
Asam sitrat	-	408,30483	-	408,30483
Sodium sitrat	-	712,69076	-	712,69076
Air	-	89876,2934	-	158133,048
Enzim selulase	-	-	41,50	41,50
Glukosa	-	-	-	6239,584
Xylosa	-	-	-	1918,547174
Total		259.200		259.200

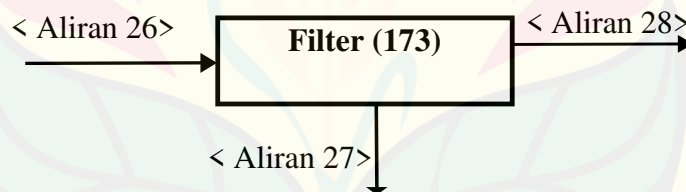
A1.14 Filter (H-181)

Fungsi : memisahkan residu sisa dengan filtrat gula pereduksi

Kondisi Operasi : Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 14 Blok Diagram Filter (H-182)

Kandungan glukosa = massa glukosa aliran keluar/total hidrolisat kakao
 x 100%
 = 6240 / 136.863,438 x 100%
 = 4,56%

Selulase = massa glukosa aliran keluar/total hidrolisat kakao
 x 100%
 = 33,4701 / 136.863,438 x 100%
 = 0.02%

Buffer sitrat = massa buffer aliran keluar/total hidrolisat kakao

$$\begin{aligned}
 & \times 100\% \\
 & = 127550,84 / 136.863,438 \times 100\% \\
 & = 93,20\%
 \end{aligned}$$

Kebutuhan glukosa 2 kg hidrolisat kakao = 0.002 / massa glukosa aliran keluar x total

$$\begin{aligned}
 & = 0.002 / 6.240 \times 136.863,438 \\
 & = 0.0439 \text{ kg glukosa/hidrolisat}
 \end{aligned}$$

Massa komponen hidrolisat aliran 26 :

$$\begin{aligned}
 \text{Glukosa} & = 8,19 \times \text{massa selulosa <22>} \\
 & = 8,19 \times 76185,395 \\
 & = 6239,583845 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Xylosa} & = 8,19 \times \text{massa hemiselulosa <22>} \\
 & = 8,19 \times 1918,547174 \\
 & = 1918,547174 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa komponen hidrolisat <28> :

$$\begin{aligned}
 \text{Enzim selulase} & = \text{massa enzim selulase masuk} \times \text{massa enzim selulase} \\
 \text{keluar} & = 41,495 \times 8,024942674 \\
 & = 33,4701 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air} & = \text{massa air masuk} - \text{massa air keluar} \\
 & = 158133,0478 - 3058,206 \\
 & = 127550,8417 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa komponen aliran keluar <27>

$$\begin{aligned}
 \text{Air} & = 0,25 / 0,75 \times \text{jumlah hidrolisat} \\
 & = 30582,206 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Enzim selulase} & = \text{air keluar residu} / \text{air aliran 28} \times \text{enzim selulase aliran 26} \\
 & = 30582,206 / 127550,8417 \times 41,495 \\
 & = 8,024942674 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A1. 15 Neraca Massa Filter (H-182)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <26>	Aliran <27>	Aliran <28>	Aliran <28>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Lignin sisa	293,87	293,87	-	-
Selulosa	69945,811	69945,811	-	-
Hemiselulosa	21506,937	21506,937	-	-
Air	158133,048	30582,206	127.550,842	-
Asam sitrat	408,30483	-	408,3	-
Sodium sitrat	712,69076	-	712,69	-
Enzim selulase	41,50	8,0249	33,47	-
Glukosa	6239,584	-	6.240	-
Xylosa	1918,547174	-	1.919	-
Total	259.200	259.200		

A1.15 Reaktor Prekultur (R-210)

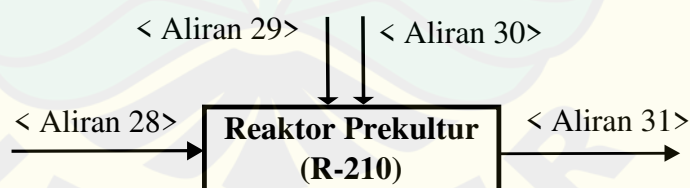
Fungsi : Untuk mengembangbiakkan bakteri N1-4

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 15 Blok Diagram Prekultur Vessel (D-210)

TYA yang digunakan di tangki prekultur

$$= 1/3 \times \text{massa total hidrolisat kakao yang masuk di tangki propagasi}$$

$$= 1/3 \times 13.686,34$$

$$= 4562,114$$

Perhitungan Massa Masuk

Tryptone bacto = rasio Tryptone bacto / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,006 / 1 \times 4562,11$$

$$= 27,37$$

Yeast Extract = rasio Yeast Extract / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,002 / 1 \times 4562,11$$

$$= 9,12$$

CH₃COONH₄ = rasio CH₃COONH₄ / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,003 / 1 \times 4562,11$$

$$= 13,69$$

MgSO₄-7H₂O = rasio MgSO₄-7H₂O / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,0003 / 1 \times 4562,11$$

$$= 1,37$$

FeSO₄-7H₂O = rasio FeSO₄-7H₂O / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,00001 / 1 \times 4562,11$$

$$= 0,05$$

KH₂PO₄ = rasio KH₂PO₄ / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,0005 / 1 \times 4562,11$$

$$= 2,28$$

H₂O = rasio H₂O / rasio TYA x TYA yang digunakan

$$= 0,98819 / 1 \times 4562,11$$

$$= 4.508,24$$

Massa komponen hidrolisat

$$\begin{aligned} \text{Glukosa} &= 0,1 \times \text{massa glukosa} \\ &= 0,1 \times 6.240 \\ &= 623,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Xylosa} &= 0,1 \times \text{massa xylosa} \\ &= 0,1 \times 1.919 \\ &= 191,9 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enzim selulase} &= 0,1 \times \text{massa enzim selulase} \\ &= 0,1 \times 33,4701 \\ &= 3,347 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asam sitrat} &= 0,1 \times \text{massa asam sitrat} \\ &= 0,1 \times 408,3048 \\ &= 40,83 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sodium sitrat} &= 0,1 \times \text{massa sodium sitrat} \\ &= 0,1 \times 712,6908 \\ &= 71,27 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 0,1 \times \text{massa air} \\ &= 0,1 \times 127550,8417 \\ &= 12.755,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Media Refresh hidrolisat} &= 10\% / 90\% \times (\text{massa rasio TYA} + \text{massa rasio hidrolisat}) \\ &= 10\% / 90\% \times (18.248,46) \\ &= 2.027,61 \end{aligned}$$

Neraca massa produk media prekultur. Diasumsikan stoikio produk media prekultur = stoikio total reaktan yaitu 14.

$$\begin{aligned}
 \text{Media Prekulturr} &= \text{stoikio media prekulturr} / \text{stoikio total komponen} \times \\
 &\quad (\text{jumlah massa yang bereaksi}) \\
 &= 14 / -14 \times (-20.276,06) \\
 &= 20.276,06
 \end{aligned}$$

Tabel A1. 16 Neraca Massa Reaktor Prekulturr (R-210)

Komponen	Input			Output
	Aliran <28>	Aliran <29>	Aliran <30>	Aliran <31>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Tryptone bacto	-	27,37	-	-
Yeast Extract	-	9,12	-	-
CH ₃ COONH ₄	-	13,69	-	-
MgSO ₄ -7H ₂ O	-	1,37	-	-
FeSO ₄ -7H ₂ O	-	0,05	-	-
KH ₂ PO ₄	-	2,28	-	-
H ₂ O	-	4.508,24	-	-
Glukosa	623,96	-	-	-
Xylosa	191,85	-	-	-
Enzim selulase	3,35	-	-	-
Asam sitrat	40,83	-	-	-
Sodium sitrat	71,27	-	-	-
Air	12.755,08	-	-	-
Media refresh	-	-	2.027,61	-
Media prekulturr	-	-	-	20.276,06
Total		20.276,06		20.276,06

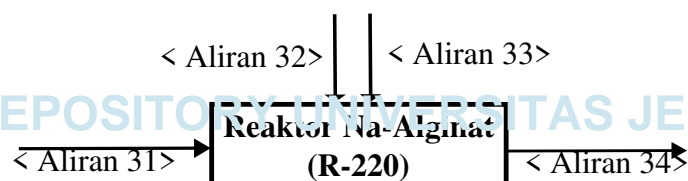
A1.16 Tangki Na-Alginat (R-220)

Fungsi : Untuk pembuatan sel terimobilisasi

Kondisi Operasi : Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 16 Blok Diagram Tangki Na Alginat (R-220)

Media prekulturr = (NaCl + Na Alginat)
 = 1 : 9 = 10000 : 90000

Perhitungan massa yang masuk

Media Prekulturr = 1 / 10 x massa total komponen
 = 20.276,1

Na Alginat = (rasio Na Alginat / 0,36) x (total massa komponen –
 massa media prekulturr)
 = (0,012 / 0,36) x (202.760,669 – 20.276,1)
 = 6.083

NaCl = (rasio NaCl / 0,36) x (total massa komponen – massa
 media prekulturr)
 = (0,0034 / 0,36) x (202.760,669 – 20.276,1)
 = 1.723

H2O = (rasio H2O / 0,36) x (total massa komponen – massa
 media prekulturr)
 = (0,3446 / 0,36) x (202.760,669 – 20.276,1)
 = 174.687

Sel Imobil = stoikio sel imobil x total massa komponen x konversi
 100%
 = 1 x 202.760,669 x 100%
 = 202.761

Tabel A1. 17 Neraca Massa Tangki Na-Alginat (R-220)

Komponen	Input			Output
	Aliran <31>	Aliran <32>	Aliran <33>	Aliran <34>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Media prekulturr	20.276,06	-	-	-

NaCl	-	1.723	-	-
Air	-	174.687	-	-
Na-Alginat	-	-	6.083	-
Sel imobil	-	-	-	202.761
Total		202.760,669		202.760,669

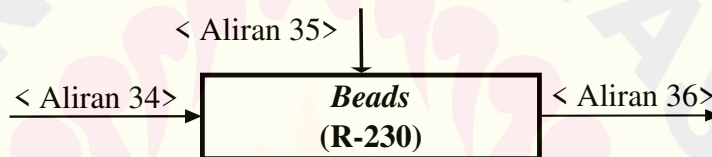
A1.17 Beads (R-230)

Fungsi = Membentuk sel imobilisasi dalam bentuk beads

Kondisi Operasi = Tekanan Operasi : 1 atm

Suhu Operasi : 30 °C

Asumsi = Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 17 Blok Diagram *Beads* (R-230)

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{CaCl}_2 \text{ (s)} &= (\text{rasio CaCl}_2 \times \text{massa sel imobil (l)}) / \text{rasio sel imobil} \\
 &= (0,012 \times 202.761) / 0,36 \\
 &= 6.759
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= (\text{rasio H}_2\text{O} \times \text{massa sel imobil}) / \text{rasio sel imobil} \\
 &= (0,338 \times 202.761) / 0,36 \\
 &= 218.531
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CaCl}_2 \text{ (l)} &= \text{stoikio CaCl}_2 \text{ (l)} / \text{stoikio CaCl}_2 \text{ (s)} \times (\text{massa bereaksi CaCl}_2 \text{ (s)} + \\
 &\quad \text{massa bereaksi sel imobil (l)}) \\
 &= 1 / -1 \times (-6759 + (-202.761)) \\
 &= 225.290
 \end{aligned}$$

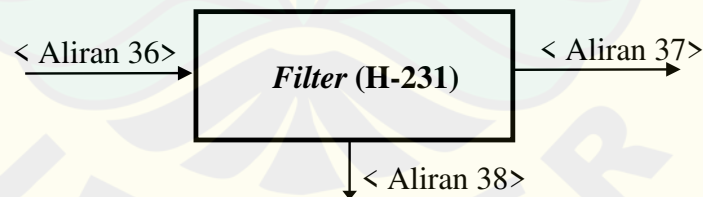
$$\begin{aligned} \text{Sel imobil (s)} &= \text{stoikio Sel imobil (s)} / \text{stoikio H}_2\text{O} \times \text{massa bereaksi H}_2\text{O} \\ &= 1 / -1 \times (-202.761) \\ &= 202.761 \end{aligned}$$

Tabel A1. 18 Neraca Massa Beads (R-230)

Komponen	Input		Output
	Aliran <34>	Aliran <35>	Aliran <36>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CaCl ₂ (s)	-	6.759	-
H ₂ O	-	218.531	-
Sel Imobil (l)	202.761	-	-
CaCl ₂ (l)	-	-	225.290
Sel imobil (s)	-	-	202.761
Total	428.050		428.050

A1.18 Filter (H-231)

Fungsi : Memisahkan filtrate dengan sel *beads*
 Kondisi Operasi : Tekanan Operasi = 1 atm
 Suhu Operasi = 30 °C
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 18 Blok Diagram Filtrasi (H-231)

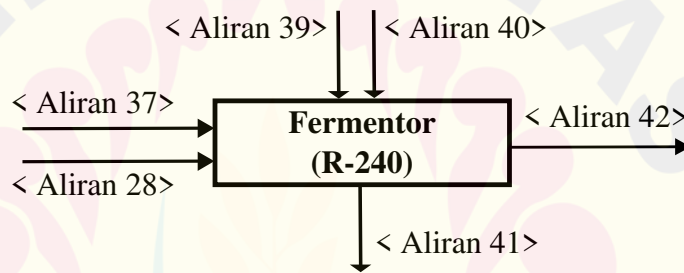
Tabel A1. 19 Neraca Massa Filter (H-231)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <36>	Aliran <37>	Aliran <38>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CaCl ₂ (l)	225.290	-	-	-

Sel imobil (s)	202.761	-	-
Sel imobil (s)	-	202.761	-
CaCl ₂ (l)	-	-	225.290
Total	428.050	428.050	

A1.19 Reaktor Fermentor (R-240)

Fungsi : Untuk menghasilkan ABE
 Kondisi Operasi : Tekanan Operasi = 1 atm
 Suhu Operasi = 30 °C
 Asumsi : Terjadi reaksi pembentukan ABE



Gambar A1. 19 Blok Diagram Reaktor Fermentor (R-240)

Glukosa yang bereaksi pada masing-masing produk :

Glukosa = 8,1 / 1.000
 = 0,0081

ABE = aseton + butanol + etanol
 = 0,000865 + 0,00189 + 0,000051
 = 0,002806

Butanol = (1,89/1000) / ABE x glukosa
 = 0,00189 / 0,002806 x 0,0081
 = 0,005455809

Aseton = (0,865/1000) / ABE x glukosa
 = 0,000682 / 0,002806 x 0,0081
 = 0,002496971

% glukosa :

$$\begin{aligned} \text{\% glukosa butanol} &= \text{butanol} / \text{glukosa} \times 100\% \\ &= 0,005455809 / 0,0081 \times 100\% \\ &= 67,356\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{\% glukosa aseton} &= \text{aseton} / \text{glukosa} \times 100\% \\ &= 0,002496971 / 0,0081 \times 100\% \\ &= 30,827\% \end{aligned}$$

TYA yang digunakan di reaktor fermentor :

$$\begin{aligned} &= 1/3 \times \text{massa total hidrolisat kakao yang masuk di reaktor fermentor} \\ &= 41.059 \end{aligned}$$

Massa komponen TYA yang digunakan di reaktor fermentor :

$$\begin{aligned} \text{Tryptone bacto} &= \text{rasio tryptone bacto} / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,006 / 1 \times 41.059 \\ &= 246,3542\text{kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Yeast extract} &= \text{rasio yeast extract} / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,002 / 1 \times 41.059 \\ &= 82,1181\text{kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COONH}_4 &= \text{rasio CH}_3\text{COONH}_4 / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,003 / 1 \times 41.059 \\ &= 123,1771 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} &= \text{rasio MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,0003 / 1 \times 41.059 \\ &= 12,31771\text{kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} &= \text{rasio FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,00001 / 1 \times 41.059 \\ &= 0,4106 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{KH}_2\text{PO}_4 &= \text{rasio KH}_2\text{PO}_4 / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan} \\ &= 0,0005 / 1 \times 41.059 \\ &= 20,5295 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{rasio H}_2\text{O} / \text{rasio total} \times \text{massa TYA yg digunakan}$$

$$= 0,98819 / 1 \times 41.059$$

$$= 40.574,12 \text{ kg}$$

$$\text{Massa oleil alkohol} = 5 \times (\text{massa total hidrolisat} + \text{massa TYA yg digunakan})$$

$$= 5 \times 164.236,126$$

$$= 821.181 \text{ kg}$$

$$\text{Massa tributirin} = 5 \times (\text{massa total hidrolisat} + \text{massa TYA yg digunakan})$$

$$= 5 \times 164.236,126$$

$$= 821.181$$

Konversi glukosa dan xylosa = 100%

Massa komponen yang bereaksi :

$$\text{Glukosa} = \text{massa glukosa} \times \text{konversi} \times \text{koefisien}$$

$$= 5.615,625 \times 100\% \times (-1)$$

$$= -5.615,625 \text{ kg}$$

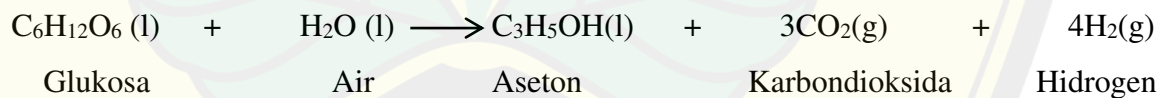
$$\text{Xylosa} = \text{massa xylosa} \times \text{konversi} \times \text{koefisien}$$

$$= 1.726,692 \times 100\% \times (-1)$$

$$= -1.726,692 \text{ kg}$$

Reaksi Pembentukan ABE

Reaksi Aseton :



$$\text{Kmol glukosa mula-mula} = (\text{massa glukosa} + \text{massa xylosa} / \text{BM})$$

$$= 5.615,625 + 1.726,692 / 180,156$$

$$= 40,755 \text{ kmol}$$

$$\text{Kmol glukosa bereaksi} = \text{konversi} \times \text{kmol glukosa}$$

$$= 0,30 \times 40,755$$

$$= 12,2265 \text{ kmol}$$

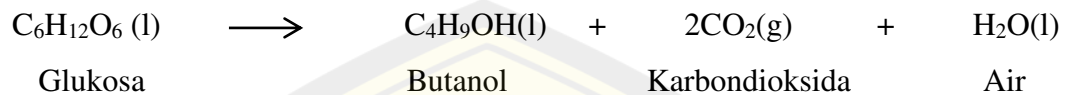
$$\text{Kmol glukosa sisa} = \text{kmol glukosa mula-mula} - \text{kmol glukosa}$$

$$= 40,755 - 12,2265$$

$$\begin{aligned}
 &= 28,192 \text{ kmol} \\
 \text{Massa glukosa keluar} &= \text{kmol glukosa sisa} \times \text{BM} \\
 &= 28,192 \times 180,158 \\
 &= 5.074,56 \text{ kg} \\
 \text{Kmol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \frac{\text{Koefisien H}_2\text{O}}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 1 / 1 \times 12,2265 \\
 &= 12,2265 \text{ kmol} \\
 \text{Kmol H}_2\text{O sisa} &= \text{kmol H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= 12,2265 \text{ kmol} \\
 \text{Massa H}_2\text{O yang keluar} &= \text{kmol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM} \\
 &= 12,2265 \times 18,01528 \\
 &= 220,263 \text{ kg} \\
 \text{Kmol aseton yang reaksi} &= \frac{\text{Koefisien Aseton}}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 1/1 \times 12,2265 \\
 &= 12,2265 \text{ kmol} \\
 \text{Massa aseton yang bereaksi} &= \text{Kmol aseton} \times \text{BM} \\
 &= 12,2265 \text{ kmol} \times 58,08 \\
 &= 710 \text{ kg} \\
 \text{Kmol CO}_2 \text{ reaksi} &= \frac{\text{Koefisien CO}_2}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 3 / 1 \times 12,2265 \\
 &= 37 \text{ kmol} \\
 \text{Massa CO}_2 \text{ yang bereaksi} &= \text{kmol CO}_2 \times \text{BM} \\
 &= 37 \times 44,01 \\
 &= 1.628,37 \\
 \text{Kmol H}_2 \text{ reaksi} &= \frac{\text{Koefisien H}_2}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 4 / 1 \times 12,2265 \\
 &= 48,90
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2 \text{ yang keluar} &= \text{Kmol H}_2 \times \text{BM} \\
 &= 48,90 \times 2,02 \\
 &= 98,778
 \end{aligned}$$

Reaksi Butanol :



$$\begin{aligned}
 \text{Kmol glukosa bereaksi} &= \text{konversi} \times \text{kmol glukosa} \\
 &= 0,67 \times 40,755 \\
 &= 27,30585 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kmol glukosa sisa} &= \text{kmol glukosa mula-mula} - \text{kmol glukosa} \\
 &= 40,755 - 27,30585 \\
 &= 13,449 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa glukosa keluar} &= \text{kmol glukosa sisa} \times \text{BM} \\
 &= 13,449 \times 180,156 \\
 &= 2.422,94 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kmol butanaol reaksi} &= \frac{\text{Koefisien H}_2\text{O}}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 1 / 1 \times 27,30585 \\
 &= 27,30585 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa butanol yang keluar} &= \text{kmol aseton} \times \text{BM} \\
 &= 12,2265 \times 74,12 \\
 &= 906,2281
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kmol CO}_2 \text{ reaksi} &= \frac{\text{Koefisien CO}_2}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\
 &= 2 / 1 \times 27,30585 \\
 &= 54,6
 \end{aligned}$$

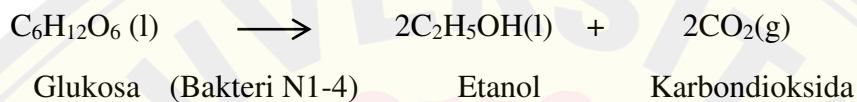
$$\begin{aligned}
 \text{Massa CO}_2 \text{ yang keluar} &= \text{Kmol CO}_2 \times \text{BM} \\
 &= 54,6 \times 44,01
 \end{aligned}$$

$$=2.402,94$$

$$\begin{aligned} \text{Kmol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \frac{\text{Koefisien H}_2\text{O}}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\ &= 1 / 1 \times 27,30585 \\ &= 27,30585 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang keluar} &= \text{kmol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM} \\ &= 27,30585 \times 18,02 \\ &= 492,05 \end{aligned}$$

Reaksi Etanol :



$$\begin{aligned} \text{Kmol glukosa bereaksi} &= \text{konversi} \times \text{kmol glukosa} \\ &= 0,01 \times 40,755 \\ &= 0,40755 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kmol glukosa sisa} &= \text{kmol glukosa mula-mula} - \text{kmol glukosa} \\ &= 40,755 - 0,40755 \\ &= 40,34 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa glukosa keluar} &= \text{kmol glukosa sisa} \times \text{BM} \\ &= 40,34 \times 180,16 \\ &= 7.267,65 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kmol etanol reaksi} &= \frac{\text{Koefisien etanol}}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi} \\ &= 2 / 1 \times 0,40755 \text{ kmol} \\ &= 0,8151 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa etanol keluar} &= \text{kmol etanol} \times \text{BM} \\ &= 0,8151 \times 46,07 \\ &= 37,551 \end{aligned}$$

$$\text{Kmol CO}_2 \text{ reaksi} = \frac{\text{Koefisien CO}_2}{\text{Koefisien glukosa}} \times \text{kmol glukosa bereaksi}$$

Koefisien glukosa

$$= 2 / 1 \quad \times \quad 0,40755$$

$$= 0,8151$$

$$\text{Massa CO}_2 \text{ yang keluar} = \text{kmol CO}_2 \quad \times \quad \text{BM}$$

$$= 0,8151 \quad \times \quad 44,01$$

$$= 35,87$$

Sehingga massa total CO₂ dan H₂ yang terbentuk yaitu

$$\text{CO}_2 = \text{Mol} \quad \times \quad \text{BM}$$

$$= 94,074 \quad \times \quad 44,01$$

$$= 4.140,207 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2 = \text{Mol} \quad \times \quad \text{BM}$$

$$= 50,254 \quad \times \quad 1,00784$$

$$= 50,648 \text{ kg}$$

Tabel A1. 20 Neraca Massa Fermentor (R-240)

Komponen	Input				Output	
	Ali ran <37>	Aliran <28>	Aliran <39>	Aliran <40>	Aliran <41>	Aliran <42>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Glukosa	-	5.615,625	-	-	-	-
Xylosa	-	1.726,692	-	-	-	-
Asam sitrat	-	367,474	-	-	367,474	-
Sodium sitrat	-	641,422	-	-	641,422	-
Air	-	14 4.795,7	-	-	-	-
Enzim selulase	-	30,12	-	-	30,12	-
Sel imobil	202.761	-	-	-	202.761	-
Tryptone bacto	-	-	246,35	-	246,3542	-
Yeast extract	-	-	82,11	-	82,1181	-
CH ₃ COONH ₄	-	-	123,17	-	123,1771	-
MgSO ₄ -7H ₂ O	-	-	12,317	-	12,31771	-
FeSO ₄ -7H ₂ O	-	-	0,41	-	0,4106	-
KH ₂ PO ₄	-	-	20,52	-	20,5295	-
H ₂ O	-	-	40.574	-	155.369,	-

					8	
Oleil alkohol	-	-	-	821.181	821.181	-
Tributirin	-	-	-	821.181	821.181	-
Butanol	-	-	-	-	2.034,6	-
Etanol	-	-	-	-	660,8	-
Aseton	-	-	-	-	729,69	-
CO ₂	-	-	-	-	-	4.140,2
H ₂	-	-	-	-	-	50,64
Total	2.009.358,036			2.009.358,036		

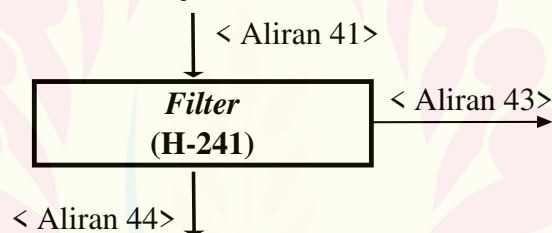
A1.20 Filter (H-241)

Fungsi = Memisahkan ABE dengan sel imobil

Kondisi Operasi = Tekanan Operasi : 1 atm

Suhu Operasi : 30 °C

Asumsi = Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 20 Blok Diagram Filtrasi (H-241)

Tabel A1. 21 Neraca Massa Filter (H-241)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <41>	Aliran <43>	Aliran <44>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Asam sitrat	367,474	-	367,474
Sodium sitrat	641,421	-	641,421
Air	114521,98	-	114521,98
Enzim selulase	30,123	-	30,123
Sel imobil	202760,66	202760,66	-
Tryptone bacto	246,354	-	246,354
Yeast extract	82,118	-	82,118

CH ₃ COONH ₄	123,177	-	123,177
MgSO ₄ ·7H ₂ O	12,3177	-	12,3177
FeSO ₄ ·7H ₂ O	0,410	-	0,410
KH ₂ PO ₄	20,529	-	20,529
H ₂ O	40574,12	-	40574,12
Oleil alkohol	821180,63	-	821180,63
Tributirin	821180,63	-	821180,63
Butanol	2034,69	-	2034,69
Etanol	660,8455	-	660,8455
Aseton	729,691	-	729,691
Total	2.005.167,201		2.005.167,201

A1.21 Dekanter (X-250)

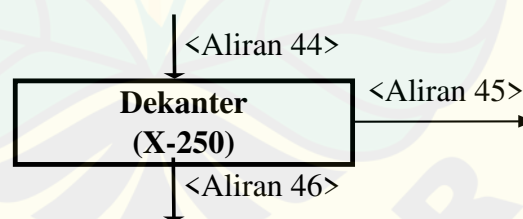
Fungsi = Memisahkan ekstraktan dengan TYA dan ABE

Kondisi Operasi = Tekanan Operasi : 1 atm

Suhu Operasi : 30 °C

Asumsi = Tidak terjadi reaksi

Menurut Darmayanti (2018), fasa atas pada dekanter kaya akan ekstraktan dan prosuk ABE tidak mengandung air.



Gambar A1. 21 Blok Diagram Dekanter (X-250)

Tabel A1. 22 Neraca Massa Dekanter (X-250)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <44>	Aliran <45>	Aliran <46>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Asam sitrat	367,474	-	367,474

Sodium sitrat	641,421	-	641,421
Air	114521,98	-	114521,98
Enzim selulase	30,123	-	30,123
Tryptone bacto	246,354	-	246,354
Yeast extract	82,118	-	82,118
CH ₃ COONH ₄	123,177	-	123,177
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	-	12,3177
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,410	-	0,410
KH ₂ PO ₄	20,529	-	20,529
H ₂ O	40574,12	-	40574,12
Oleil alkohol	821180,63	821180,63	-
Tributyryn	821180,63	821180,63	-
Butanol	2034,69	2034,69	-
Etanol	660,8455	660,8455	-
Aseton	729,691	729,691	-
Total	1.802.406,531	1.802.406,531	

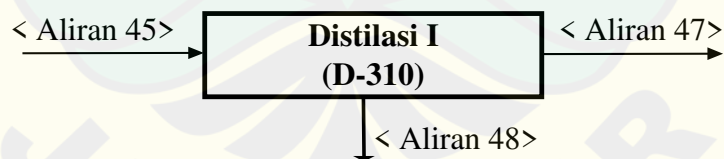
A1.22 Distilasi I (D-310)

Fungsi : Untuk memisahkan ABE dan ekstraktn

Kondisi Operasi : Tekanan = 760 nm

: Suhu = 121,844 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 22 Blok Diagram Distilasi (R-310)

Titik didih tiap-tiap komponen :

	Komponen	Titik didih °C	Titik didih (K)
A	Oleil alkohol	307,5	580,65
B	tributyryn	333	606,15
C	Butanol	117,7	390,85

D	Aseton	56	329,15
E	Etanol	78,7	351,85

Tabel A1. 23 Neraca Massa Distilasi

Komponen	Input		Output	
	Aliran <45>	Aliran <47>	Aliran <48>	
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	
Oleil alkohol	821180,63	821180,63	-	
Tributirin	821180,63	821180,63	-	
Butanol	2034,69	10,173488	2024,524	
Etanol	660,8455	3,3042278	657,541	
Aseton	729,691	29,187675	700,504	
Total	1.645.786,495	1.645.786,495		

$$\text{Oleil alkohol} = \frac{\text{Massa}}{\text{Bm}} = \frac{821180,6302}{268,478} = 3058,6515 \text{ kmol}$$

$$\text{Tributyrin} = \frac{\text{Massa}}{\text{Bm}} = \frac{821180,6302}{302,3633} = 2715,8740 \text{ kmol}$$

$$\text{Butanol} = \frac{\text{Massa}}{\text{Bm}} = \frac{2034,697552}{74,121} = 27,4510 \text{ kmol}$$

$$\text{Oleil alkohol} = \frac{\text{Massa}}{\text{Bm}} = \frac{729,6918633}{46,07} = 15,8388 \text{ kmol}$$

$$\text{Oleil alkohol} = \frac{\text{Massa}}{\text{Bm}} = \frac{660,8455597}{58,08} = 11,3782 \text{ kmol}$$

Komponen	xiF.F	yiD.D	XiW.W	YiD	xiW
Oleil alkohol	3058,651473	0	3058,6515	0	0,529604
Tributyrin	2715,874017	0	2715,874	0	0,470252
Butanol	27,45102672	27,3137	0,1372551	0,507311013	2,38E-05
Aseton	15,83876413	15,20521	0,6335506	0,282413297	0,00011
Etanol	11,3781949	11,32132	0,056891	0,21027569	9,85E-06
Total	5829,193476	53,84028	5775,3532	1	1

Asumsi Distilat (99,5% butanol, 96% aseton, 99,5% etanol) bottom 100% oleil alkohol dan tributyrin

Komposisi :

Butanol (distilat)

$$\begin{aligned}
 y_i D \quad X \quad D &= 99,50\% \quad x \quad 27,4510267 \\
 &= 27,31377159 \text{ kmol} \\
 x_i W \quad X \quad W &= 0,004709232 \quad x \quad 5829,19348 \quad - 27,4510 \\
 &= 2,37657E-05 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Aseton (distilat)

$$\begin{aligned}
 y_i D \quad X \quad D &= 96,00\% \quad x \quad 15,8387641 \\
 &= 15,20521356 \text{ kmol} \\
 x_i W \quad X \quad W &= 0,002717145 \quad x \quad 5829,19348 \quad - 15,8387 \\
 &= 0,000109699 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Etanol (distilat)

$$\begin{aligned}
 y_i D \quad X \quad D &= 99,50\% \quad x \quad 11,3781949 \\
 &= 11,32130392 \text{ kmol} \\
 x_i W \quad X \quad W &= 0,001951933 \quad x \quad 5829,19348 \quad - 11,3781 \\
 &= 9,85065E-06 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Oleil Alkohol (Bottom)

$$\begin{aligned}
 y_i D \quad X \quad D &= 0,00\% \quad x \quad 3058,65147 \\
 &= 0 \text{ kmol} \\
 x_i W \quad X \quad W &= 0,524712636 \quad x \quad 5829,19348 \quad - 3058,65 \\
 &= 0,529604229 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Tributylin (Bottoom)

$$\begin{aligned}
 y_i D \quad X \quad D &= 0,00\% \quad x \quad 2715,87402 \\
 &= 0 \text{ kmol} \\
 x_i W \quad X \quad W &= 0,465909054 \quad x \quad 5829,19348 \quad - 2751,87 \\
 &= 0,470252455 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Fraksi masing-masing komponen pada distilat dan bottom

Komponen Butanol

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total distilat}} = \frac{27,31377}{54,52904} = 0,507311$$

kmol total 53,84029

$$x_{AW} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{0,137255}{5775,353} = 2,377E-05$$

Komponen Aseton

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{15,20521}{53,84029} = 0,2824133$$

$$x_{AW} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{0,633551}{5775,353} = 0,0001097$$

Komponen Etanol

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{11,3213}{53,84029} = 0,2102757$$

$$x_{AW} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{0,056891}{5775,353} = 9,851E-06$$

Menghitung boiling point, dew point, dan bubble point vapor pressure

Persamaan Antoine

$$\text{Log } P_i = A - \frac{(B)}{C + T (C)}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o}$$

Keterangan K_i = Konstanta VLE

P_i = Tekanan Komponen (mmHg)

P_o = Tekanan Operasi (760 mmHg)

	Komponen	X_i	F (Kg/jam)	A	B	C
A	Oleil alkohol	0,524712636	821180,63	7,49719	2305,85	162,493
B	Tributyryn	0,465909054	821180,63	8,05573	1723,64	233,08
C	Butanol	0,004709232	2034,6976	7,62121	1543,89	208,029
D	Aseton	0,002717145	729,69186	8,13484	1662,48	238,131

E	Etanol	0,001951933	660,84556	7,31414	1315,67	240,479
Total		1	1645786,5			

Perhitungan *Feed*

Boiling point (trial menggunakan goal seek)

$$\text{Trial T} = 121,844284 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

	Komponen	Pi	Ki	Yi	ai (Ki/Kc)	ai*xi	xi*Ki
A	Oleil alkohol	0,244135	0,0003	0,00016	0,000517	0,0002	0,00016
B	tributylin	1582,571	2,0823	0,97017	3,352109	1,5617	0,9701
C	Butanol	872,887	1,1485	0,00540	1,848899	0,008	0,0054
D	Aseton	3284,905	4,3222	0,01174	6,957895	0,0189	0,0117
E	Etanol	4818,7603	6,3404	0,01237	10,20682	0,0199	0,0123
Total			13,893	0,99987		1,6095	0,999

Dew point (trial menggunakan goal seek)

$$\text{Trial T} = 103,5220386 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

	Komponen	yiD	Pi	Ki	ai	yi/ai	xi
A	Oleil alkohol	0	0,0674	8,87E-05	0,0001	0	0
B	tributylin	0	861,02707	1,13293	1,8237	0	0
C	Butanol	0,507311	463,14157	0,60939	0,980	0,51713	0,8324806
D	Aseton	0,282413	1857,1663	2,44363	3,933	0,07179	0,1155708
E	Etanol	0,21027	3086,949	4,06177	6,538	0,03215	0,0517694
Total		1			13,277	0,6210	0,9998208

Bubble point (trial menggunakan goal seek)

$$\text{Trial T} = 122,4348158 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

	Komponen	xiW	Pi	Ki	ai	ai*xiW	yi
A	Oleil alkohol	0,529604229	0,253769	0,000333907	0,000538	0,00028467	0,0001768
B	tributyirin	0,470252455	1612,2409	2,12136967	3,414954	1,60589069	0,9975793
C	Butanol	2,37657E-05	889,86024	1,170868742	1,88485	4,4795E-05	2,783E-05
D	Aseton	0,000109699	3342,6182	4,398181799	7,080138	0,00077668	0,0004825
E	Etanol	9,85065E-06	4884,7688	6,427327367	10,34663	0,00010192	6,331E-05
Total						1,60709876	0,9983298

Menghitung jumlah plate minimum

$$\begin{aligned}
 Al &= \sqrt{aDx aW} \\
 &= \sqrt{67,652} \\
 &= 8,22510961
 \end{aligned}$$

$$Nm = \frac{\text{Log [XLD*D/XHD*D * XHW*W/XLW*W]}}{\text{log (aL)}}$$

$$Nm = \frac{\text{Log } 128884,5 \times 80471541}{\text{log (aL)}} = \frac{1,037E+13}{\text{log (aL)}}$$

$$Nm = \frac{\text{Log } 10.371.534.773.715}{\text{Log } 8,2251}$$

$$Nm = \frac{13,015843}{0,9151414}$$

$$Nm = 14,222762 = 15 \quad (\text{Stage minimum})$$

Massa tiap-tiap komponen :

$$\text{Massa komponen} = \text{mol} \times \text{BM}$$

	Komponen	Distilat (kg)	Bottom (kg)	Feed (Kg)
A	Oleil alkohol	0	821180,63	821180,6302
B	tributyirin	0	821180,63	821180,6302
C	Butanol	2024,524064	10,173488	2034,697552
D	Aseton	700,5041888	29,187675	729,6918633
E	Etanol	657,5413319	3,3042278	660,8455597
Total		3382,569584	1642403,9	1645786,495
		1645786,495		

Neraca massa akumulator

Menghitung reflux

Menghitung suhu rata-rata

$$T_{avg} = \frac{\text{dew point} + \text{bubble point}}{2}$$

$$T_{avg} = \frac{103,5220386 + 122,4348158}{2}$$

$$T_{avg} = 112,9784272 \text{ C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

	Komponen	X_iF	Y_iD	P_i	K_i	α_i
A	Oleil alkohol	0,52471263	0	0,13385	0,000176	0,00028352
B	tributyryn	0,46590905	0	1188,3	1,563622	2,51709911
C	Butanol	0,00470923	2024,524	648,17	0,852867	1,37293531
D	Aseton	0,00271714	700,5041	2511,34	3,304398	5,31937808
E	Etanol	0,0019519	657,5413	3907,08	5,140903	8,27576065
Total			3382,569		10,86197	

Menurut geankoplis (2003) untuk menghitung Θ , reflux, reflux minimum, jumlah tray sebagai berikut:

$$\text{Asumsi } q = 0,8405$$

Feed pada boling point

$$\text{Trial } \Theta = 5,009$$

Komponen	$1-q =$	R_{m+1}	R_m	$R =$ $1,5R_m$	$R/(R+1)$	$R_m/(R_m+1)$	N_m/N
Oleil Alkohol	2,969E-05	0	4,98210	7,4731	0,88198	0,832834	0,67
Tributyryn	0,1558	0					
Butanol	0,0010	-764,436					
Aseton	0,00139	-12005,50					
Etanol	0,00121	1665,7647					
Total	0,159481	5,9821					

$$1-q = \frac{a_i \cdot x_{iF}}{a_i - \Theta}$$

$$0,1595 = 2,96983E-05 + 0,15582299 + 0,00101309 + 0,001399399 + 0,001215959$$

$$0,1595 = 0,159481136 \text{ (terbukti)}$$

$$R_m + 1 = \frac{A_i \cdot x_{yiF}}{A_i - \Theta}$$

$$= 5,982109$$

$$R_m = 4,982109$$

$$R = 1,5 R_m$$

$$R = 7,4731635$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,881980325$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,832834875$$

$$\frac{N_m}{N} = 0,67$$

$$\frac{14,222762}{N} = 0,67$$

$$N = 21,22800383 \approx 22 \text{ (Stage)}$$

Estimasi lokasi plate

$$x_{HF} = 0,524712636 \log$$

$$x_{LF} = 0,001951933$$

$$W = 1642403,926$$

$$D = 3382,569584 \log$$

$$x_{LW} = 0,633550565$$

$$x_{HD} = 27,31377159$$

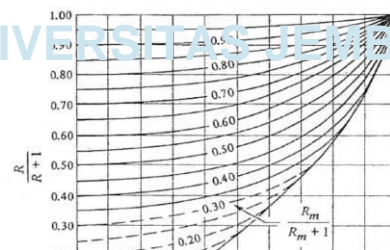
$$\frac{N_e}{N_s} = \frac{0,206 \log(x_{Hf}) \cdot W (w_{LW})^2}{\log(x_{Hf}) \cdot D (w_{LD})^2}$$

$$\frac{N_e}{N_s} = \frac{0,206 \log 70,224568}{\dots}$$

Ns

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,380377$$

Ns



$$\frac{N_e}{N_s} = 1,462836$$

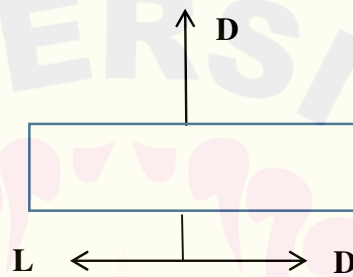
$$N_e = 1,462835609 N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$N_s = 8,932792721$$

$$N_s = 9$$

$$N_e = 13$$



Gambar A1. 23 Diagram Blok Akumulator

$$D = 5775,353187$$

$$R = 7,4731635$$

$$\frac{L}{D} = R$$

$$L = D \times R$$

$$L = 43160,15863$$

$$V = D (R+1)$$

$$V = 48935,51182$$

Komponen	V (kmol)	L (kmol)	D (kmol)	V (kg)	L (kg)	D (kg)
Oleil alkohol	0	0	0	0	0	0
Tributyryn	0	0	0	0	0	0
Butanol	24825,52	21895,6238	2929,9003	1840092,67	1622926	217167,138
Aseton	13820,03	12189,002	1631,0365	636689,208	561547,4	75141,8532
Etanol	10289,94	9075,53212	1214,4164	597640,2091	527106,9	70533,3031
	48935,51	43160,1586	5775,3532	3074422,087	2711580	362842,295

Oleil alkohol

$$\begin{aligned} V &= V \times X_{vi} \\ &= 48935,51182 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= L \times X_{li} \quad 43160,15863 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= D \times X_{di} \\ &= 5775,353187 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Tributylin

$$\begin{aligned} V &= V \times X_{vi} \\ &= 48935,51182 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= L \times X_{li} \\ &= 43160,15863 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= D \times X_{di} \\ &= 5775,353187 \times 0 \\ &= 0 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Butanol

$$\begin{aligned} V &= V \times X_{vi} \\ &= 48935,51182 \times 0,507311013 \\ &= 24825,52407 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= L \times X_{li} \\ &= 43160,15863 \times 0,507311013 \\ &= 21895,6238 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= D \times X_{di} \\ &= 5775,353187 \times 0,507311013 \end{aligned}$$

2929,900275

Aseton

$$V = V \times X_{vi}$$

$$48935,51182 \times 0,282413297$$

$$13820,03925 \text{ kmol}$$

$$L = L \times X_{li}$$

$$43160,15863 \times 0,282413297$$

$$12189,00271 \text{ kmol}$$

$$D = D \times X_{di}$$

$$5775,353187 \times 0,282413297$$

$$1631,036536$$

Etanol

$$V = V \times X_{vi}$$

$$48935,51182 \times 0,21027569$$

$$10289,9485 \text{ kmol}$$

$$L = L \times X_{li}$$

$$43160,15863 \times 0,21027569$$

$$9075,532129 \text{ kmol}$$

$$D = D \times X_{di}$$

$$5775,353187 \times 0,21027569$$

$$1214,416375$$

Massa masing-masing komponen

Oleil Alkohol

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

$$0 \times 268,478$$

$$0$$

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

$$0 \times 268,478$$

$$0$$

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

$$0 \times 268,478$$

$$0$$

Tributylin

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

$$0 \times 302,3633$$

$$0$$

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

$$0 \times 302,3633$$

$$0$$

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

$$0 \times 302,3633$$

$$0$$

Butanol

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

$$24825,52407 \times 74,121$$

$$1840092,67 \text{ Kg}$$

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

$$21895,6238 \times 74,121$$

$$1622925,531$$

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

$$2929,900275 \times 74,121$$

$$217167,1383$$

Aseton

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

$$13820,03925 \times 46,07$$

$$636689,208 \text{ Kg}$$

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

$$12189,00271 \times 46,07$$

$$561547,3548$$

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

$$1631,036536 \times 46,07$$

$$75141,85322$$

Etanol

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

$$10289,9485 \times 58,08$$

$$597640,2091 \text{ Kg}$$

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

$$9075,532129 \times 58,08$$

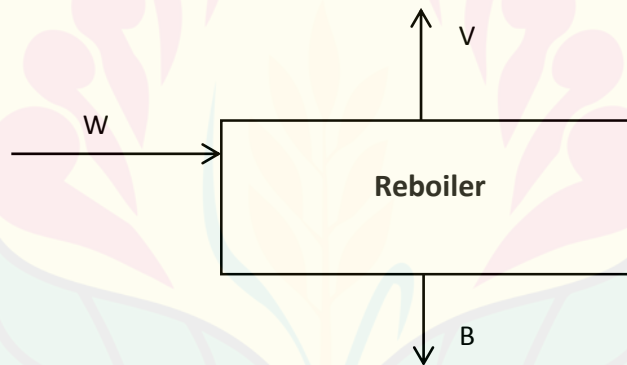
$$527106,9061$$

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

$$1214,416375 \times 58,08$$

$$70533,30307$$

Reboiler



Gambar A1. 24 Diagram Kolom Reboiler

reboiler

$$V_d = V_b + (1-q)F$$

$$V_d = V_b + 0$$

untuk komponen oleil alkohol

$$V_d = V_b$$

$$W = V_b + B$$

$$W = 3058,65147 + 0$$

$$= 3058,65147$$

untuk komponen tributyrin

$$\begin{aligned} V_d &= V_b \\ W &= V_b + B \\ W &= 2715,87402 + 0 \\ &= 2715,87402 \end{aligned}$$

untuk komponen butanol

$$\begin{aligned} V_d &= V_b \\ W &= V_b + B \\ W &= 0,13725513 + 24825,52407 \\ &= 24825,6613 \end{aligned}$$

untuk komponen aseton

$$\begin{aligned} V_d &= V_b \\ W &= V_b + B \\ W &= 0,63355057 + 13820,03925 \\ &= 13820,6728 \end{aligned}$$

untuk komponen etanol

$$\begin{aligned} V_d &= V_b \\ W &= V_b + B \\ W &= 0,05689097 + 10289,9485 \\ &= 10290,0054 \end{aligned}$$

untuk komponen oleil alkohol

$$\begin{aligned} V &= V_i \times BM \\ &= 0 \times 268,478 \\ &= 0 \\ W &= W_i \times BM \\ &= 3058,65147 \times 268,478 \\ &= 821180,63 \\ B &= B_i \times BM \\ &= 3058,65147 \times 268,478 \\ &= 821180,63 \end{aligned}$$

untuk komponen tributyrin

$$V = V_i \times BM$$

$$\begin{aligned}
 &= 0 + 302,3633 \\
 &= 0 \\
 W &= W_i \times BM \\
 &= 2715,87402 \times 302,3633 \\
 &= 821180,6302 \\
 B &= B_i \times BM \\
 &= 2715,87402 \times 302,3633 \\
 &= 821180,6302
 \end{aligned}$$

untuk komponen butanol

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times BM \\
 &= 24825,5241 + 74,121 \\
 &= 1840092,67 \\
 W &= W_i \times BM \\
 &= 24825,6613 \times 74,121 \\
 &= 1840102,84 \\
 B &= B_i \times BM \\
 &= 0,13725513 \times 74,121 \\
 &= 10,1734878
 \end{aligned}$$

untuk komponen aseton

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times BM \\
 &= 13820,0392 + 46,07 \\
 &= 636689,208 \\
 W &= W_i \times BM \\
 &= 13820,6728 \times 46,07 \\
 &= 636718,396 \\
 B &= B_i \times BM \\
 &= 0,63355057 \times 46,07 \\
 &= 29,1876745
 \end{aligned}$$

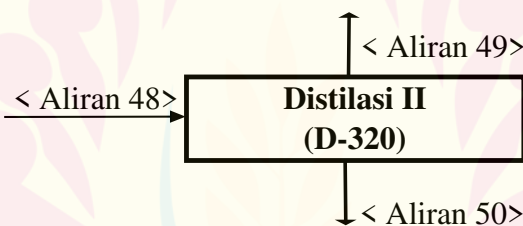
untuk komponen etanol

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times BM \\
 &= 10289,9485 + 58,08
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 597640,209 \\
 W &= W_i \times BM \\
 &= 10290,0054 \times 58,08 \\
 &= 597643,513 \\
 B &= B_i \times BM \\
 &= 0,05689097 \times 58,08 \\
 &= 3,3042278
 \end{aligned}$$

A1.23 Distilasi II (D-320)

- Fungsi : Untuk memisahkan Aseton Etanol dengan Butanol
- Kondisi Operasi : Tekanan = 760 nm
- : Suhu = 84,09983 °C
- Asumsi : Tidak terjadi reaksi



Gambar A1. 25 Blok Diagram Distilasi (D-320)

Tabel A1. 24 Neraca Massa Distilasi II (D-310)

Komponen	Input	Output	
	Aliran <48>	Aliran <49>	Aliran <50>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Butanol	2024,524	-	2024,524
Etanol	657,541	654,2536253	14,01
Aseton	700,504	686,494105	3,2877
Total	3425,234975	3425,234975	

Titik didih komponen :

Komponen	Titik didih (°C)	Titik didih (K)	Massa (kg)
Butanol (HK)	117,7	390,85	2024,524

Aseton (LK)	56	329,15	700,504
Etanol	78,7	351,85	657,541
Total			3382,56

Mol komponen :

$$\begin{aligned} \text{Butanol} &= \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{2024,524}{74,121} \\ &= 27,306 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Aseton} &= \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{700,504}{58,08} \\ &= 15,205 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Etanol} &= \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{657,541}{46,07} \\ &= 11,321 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (g/mol)	Mol kmol	xf (kmol)
Butanol	2024,524	74,121	27,313	0,507
Aseton	700,504	46,07	15,205	0,282
Etanol	657,541	58,08	11,321	0,210
Total	3382,569		53,840	1

$$\begin{aligned} \text{xf (kmol)} &= \frac{\text{kmol}}{\text{kmol total}} \end{aligned}$$

Asumsi Komposisi :

Butanol bottom (0%) :

$$y_{iD} \times D = 0 \times 27,313$$

$$= 0 \text{ kmol}$$

$$x_{iW} \times W = 27,313 - 0$$

$$= 27,313 \text{ kmol}$$

Aseton distilat (96%) :

$$y_{iD} \times D = 96\% \times 15,205$$

$$= 14,901 \text{ kmol}$$

$$x_{iW} \times W = 15,205 - 14,901$$

$$= 0,304 \text{ kmol}$$

Etanol distilat (99,5%) :

$$y_{iD} \times D = 99,5\% \times 11,321$$

$$= 11,264 \text{ kmol}$$

$$x_{iW} \times W = 11,321 - 11,264$$

$$= 0,056 \text{ kmol}$$

Komponen	$x_{iF.F}$	$y_{iD.D}$	$x_{iW.W}$
Butanol	27,131	0	27,313
Aseton	15,205	14,901	0,304
Etanol	11,321	11,264	0,056
Total	53,840	26,165	27,674

Fraksi masing masing komponen:

Komponen Butanol :

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen butanol}}{\text{kmol total}} = \frac{27,306}{53,840} = 0,507311$$

$$x_{AW} = \frac{x_{iW.W}}{\text{total } x_{iW.W}} = \frac{27,313}{27,674} = 0,986$$

Komponen Aseton :

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen aseton}}{\text{kmol total}} = \frac{15,205}{53,840} = 0,282$$

$$x_{AW} = \frac{x_{iW.W}}{\text{total } x_{iW.W}} = \frac{0,304}{27,674} = 0,0109$$

$$\text{total } x_i W.W = 27,674$$

Komponen Etanol :

$$y_{AD} = \frac{\text{kmol komponen aseton}}{\text{kmol total}} = \frac{11,321}{53,840} = 0,2102$$

$$x_{AW} = \frac{x_i W.W}{\text{total } x_i W.W} = \frac{0,056}{27,674} = 0,0020$$

Komponen	y _{AD}	x _{AW}
Butanol	0,507311	0,986
Aseton	0,282413	0,0109
Etanol	0,210276	0,0020
Total	1	1

Menghitung boiling point, dew point, dan bubble point vapour pressure

(Yaws,2015):

Persamaan Antoine :

$$P_i = A - \frac{B}{C + T(C)}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o}$$

Keterangan : K_i = Konstanta VLE

P_i = Tekanan komponen (mmHg)

P_o = Tekanan operasi (760 mmHg)

	Komponen	x_i	F (Kg/jam)	A	B	C
A	Butanol	0,507311013	2024,524	7,62121	1543,89	208,029
B	Aseton	0,282413297	700,504	8,13484	1662,48	238,131

C	Etanol	0,21027569	657,541	7,31414	1315,67	240,479
Total		1	3382,569			

Perhitungan feed

Boiling point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 84,09983054 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	Pi	Ki	Yi	ai (Ki/Kc)	ai*xi	xi*Ki
C	Butanol	216,893	0,2853	0,1447	0,3314	0,1681	0,144
D	Aseton	945,272	1,243	0,3512	1,4445	0,407	0,351
E	Etanol	1822,51	2,398	0,504	2,7851	0,5856	0,5042
TOTAL			3,927	1,0002		1,16177	1,0002

Dew point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 103,522039 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	yiD	Pi	Ki	ai	yi/ai	Xi
A	Butanol	0	125,960	0,16573	0,1924	0	0
B	Aseton	0,569487	585,530	0,77043	0,8948	0,636	0,73917
C	Etanol	0,430512	1254,51	1,6506	1,9171	0,2245	0,26080
TOTAL	Total	1			3,0044	0,8609	0,9999

Bubble point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 81,11805776 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	xiW	Pi	Ki	ai	ai*xiW	yi
A	Butanol	0,9869	191,314	0,25172	0,29236	0,2885	0,2484

B	Aseton	0,01009	845,998	1,11315	1,2928	0,01420	0,01223
C	Etanol	0,00204	1671,43	2,19925	2,55430	0,00522	0,004
Total						0,30798	1,00008

Menghitung jumlah plate minimum

$$aL = \sqrt{aDx} aW$$

$$= 2,2129$$

$$Nm = \frac{\log [XLD \cdot D / XHD \cdot D * XHW \cdot W / XLW \cdot W]}{\log (aL)}$$

$$Nm = \frac{\log 957,883528 \times 142,561726}{\log (aL)} = \frac{136557,529}{\log (aL)}$$

$$Nm = \frac{\log 136.558}{\log 2,2129}$$

$$Nm = \frac{5,1353156}{0,344966086}$$

$$Nm = 14,88643 = 15 \quad (\text{Stage minimum})$$

Massa tiap-tiap komponen

$$\text{Massa komponen} = \text{mol} \times \text{BM}$$

	Komponen	Distilat (kg)	Bottom (kg)
A	Butanol	0	2024,524064
B	Aseton	686,494105	14,01008378
C	Etanol	654,2536253	3,28770666

Total		1340,74773	2041,821854
		3382,5696	

Neraca massa akumulator

Menghitung reflux

Menghitung suhu rata-rata

$$T_{avg} = \frac{\text{dew point} + \text{bubble point}}{2}$$

$$T_{avg} = \frac{71,61186877 + 81,11805776}{2}$$

$$T_{avg} = 76,36496327$$

$$P = 760 \text{ mmH}$$

	Komponen	X_{iF}	Y_{iD}	P_i	K_i	α_i
A	Butanol	0,5073110	0	155,778	2,0497206	0,238062
B	Aseton	0,282413	0,5694878	705,7765	0,9286533	1,078575
C	Etanol	0,210275	0,430512	1451,167	1,9094307	2,217689
Total		1	1		3,0430561	

Menurut geankoplis (2003) untuk menghitung Θ , reflux, reflux minimum, jumlah tray sebagai berikut:

$$\text{Asumsi } q = 0,62$$

Feed pada boiling point

$$\text{Missal } \Theta = 1,897$$

	Komponen	$1-q =$	R_{m+1}	R_m
A	Butanol	0,05656596	0	1,226644218
B	Aseton	0,102368107	-0,750509563	
C	Etanol	0,113332051	2,977153781	
TOTAL		0,272266118	2,226644218	

R = 1,5Rm	R/(R+1)	Rm/(Rm+1)	Nm/N	N
Reflux minimum				
1,839966326	0,647883149	0,550893676	0,78	23,60926858

Estimasi lokasi plate

$$x_{HF} = 0,21027569$$

$$x_{LF} = 0,282413297$$

$$W = 2041,821854$$

$$D = 1340,74773$$

$$x_{LW} = 0,002045441$$

$$x_{HD} = 0,430512139$$

$$\underline{N_e} = \frac{0,206 \log (x_{Hf}) W(w_{LW})^2}{\log (x_{Hf}) D (w_{LD})^2}$$

$$N_s = \frac{0,206 \log (x_{Hf}) D (w_{LD})^2}{\log (x_{Hf}) D (w_{LD})^2}$$

$$\underline{N_e} = 0,206 \log 2,55963E-05$$

$$N_s$$

$$\underline{N_e} = -0,94591537$$

$$N_s$$

$$\underline{N_e} = 0,388323946$$

$$N_s$$

$$N_e = 0,388323946 N_s$$

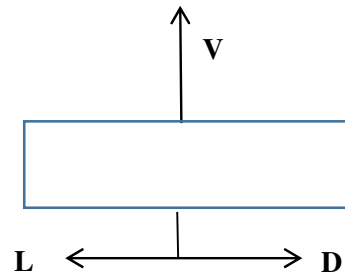
$$N = N_e + N_s$$

$$N_s = 17,28703165$$

$$N_s = \mathbf{18}$$

$$N_e = \mathbf{7}$$

Akumulator



Gambar A1. 26 Diagram Blok Akumulator

$D = 26,16580669$

$R = 1,839966326$

$L = 48,14420322 \text{ kmol}$

$V = 74,31000991 \text{ kmol}$

	Komponen	V (kmol)	L (kmol)	D (kmol)
A	Butanol	0	0	0
B	Aseton	42,31864861	27,41753932	14,90110929
C	Etanol	31,99136131	20,7266639	11,2646974
TOTAL		74,31000991	48,14420322	26,16580669

	V (kg)	L (kg)	D (kg)
A	0	0	0
B	1949,620141	1263,126036	686,494105
C	1858,058265	1203,804639	654,2536253
TOTAL	3807,678406	2466,930676	1340,74773

Butanol

$$V = V \cdot X \cdot X_{vi}$$

$$0 = 0 \cdot X \cdot 0$$

$$0 = 0 \cdot \text{Kmol}$$

$$L = \begin{matrix} L & X & X_{li} \\ 0 & X & 0 \\ 0 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

$$D = \begin{matrix} D & X & X_{di} \\ 0 & X & 0 \\ 0 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

Aseton

$$V = \begin{matrix} V & X & X_{vi} \\ 42,31864861 & X & 0,56948786 \\ 24,0999566 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

$$L = \begin{matrix} L & X & X_{li} \\ 27,41753932 & X & 0,56948786 \\ 15,6139558 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

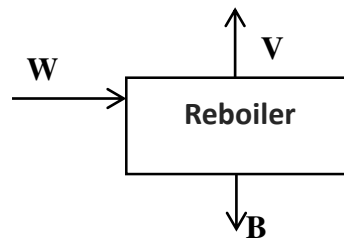
$$D = \begin{matrix} D & X & X_{di} \\ 14,90110929 & X & 0,56948786 \\ 8,48600084 & & \end{matrix}$$

Etanol

$$V = \begin{matrix} V & X & X_{vi} \\ 31,99136131 & X & 0,43051214 \\ 13,7726694 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

$$L = \begin{matrix} L & X & X_{li} \\ 20,7266639 & X & 0,43051214 \\ 8,92308043 & \text{Kmol} & \end{matrix}$$

$$D = \begin{matrix} D & X & X_{di} \\ 11,2646974 & X & 0,43051214 \\ 4,84958898 & & \end{matrix}$$

Reboiler

Gambar A1. 27 Diagram Blom Reboiler

Reboiler

$$V_d = V_b + (1-q)F$$

$$V_d = V_b + 0$$

untuk komponen oleil alkohol

$$V_d = V_b$$

$$W = V_b + B$$

$$W = 3058,65147 + 0$$

$$= 3058,65147$$

untuk komponen tributyrin

$$V_d = V_b$$

$$W = V_b + B$$

$$W = 2715,87402 + 0$$

$$= 2715,87402$$

untuk komponen butanol

$$V_d = V_b$$

$$W = V_b + B$$

$$W = 0 + 27,31377159$$

$$= 27,3137716 \text{ Kmol}$$

untuk komponen aseton

$$V_d = V_b$$

$$W = V_b + B$$

$$W = 42,3186486 + 0,304104271$$

$$= 42,6227529 \text{ Kmol}$$

untuk komponen etanol

$$\begin{aligned}
 V_d &= V_b \\
 W &= V_b + B \\
 W &= 31,9913613 + 0,05660652 \\
 &= 32,0479678
 \end{aligned}$$

untuk komponen butanol

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times \text{BM} \\
 &= 0 + 74,121 \\
 &= 0 \text{ Kg} \\
 W &= W_i \times \text{BM} \\
 &= 27,3137716 \times 74,121 \\
 &= 2024,52406 \text{ Kg} \\
 B &= B_i \times \text{BM} \\
 &= 27,3137716 \times 74,121 \\
 &= 2024,52406 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

untuk komponen aseton

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times \text{BM} \\
 &= 42,3186486 + 46,07 \\
 &= 1949,62014 \text{ Kg} \\
 W &= W_i \times \text{BM} \\
 &= 42,6227529 \times 46,07 \\
 &= 1963,63023 \text{ Kg} \\
 B &= B_i \times \text{BM} \\
 &= 0,30410427 \times 46,07 \\
 &= 14,0100838 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

untuk komponen etanol

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times \text{BM} \\
 &= 31,9913613 + 58,08 \\
 &= 1858,05826 \text{ kg} \\
 W &= W_i \times \text{BM} \\
 &= 32,0479678 \times 58,08 \\
 &= 1861,34597
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= B_i \times B_M \\
 &= 0,05689097 \times 58,08 \\
 &= 3,3042278
 \end{aligned}$$

A1.24 Distilasi III (D-330)

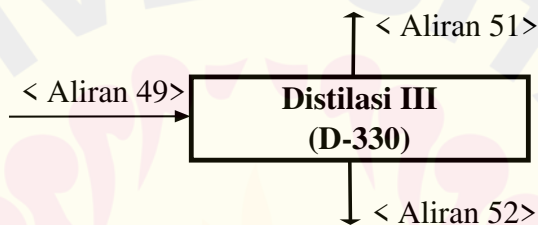
Fungsi : Untuk memisahkan Aseton dengan Etanol

Kondisi Operasi : Tekanan = 760 mm

: Suhu = 60 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Berfungsi untuk memisahkan aseton dan etanol.



Gambar A1. 28 Diagram Kolom Distilasi 3

Tabel A1. 25 Neraca Massa Distilasi III (D-330)

Komponen	Input		Output	
	Aliran <49>	Aliran <51>	Aliran <52>	Aliran <52>
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Etanol	654,2536253	654,1881	0,06543	
Aseton	686,494105	686,4254	0,06865	
Total	1390,537423	1390,537423		

Titik didih komponen :

Komponen	Massa (kg)	titik didih °C	titik didih (K)
Aseton	686,494105	56	329,15
Etanol	657,5413319	78,7	351,85
	1344,035437		

Neraca massa komponen :

$$\begin{aligned} \text{Aseton} &= \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{686,494105}{46,07} \\ &= 14,90110920 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Etanol} &= \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{657,5413319}{58,08} \\ &= 11,32130392 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Kmol	xf (kmol)
Aseton	686,494105	14,90110920	0,568258503
Etanol	657,5413319	11,32130392	0,431741497
	1344,035437	26,22241321	1

$$x_f = \frac{\text{mol komponen}}{\text{mol total}}$$

Komposisi Aseton :

$$\begin{aligned} x_i^W \times W &= 0,568258503 \times 26,22241321 = 14,89961918 \\ &= 0,001490111 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i^D \times D &= 99,99\% \times 14,90110920 \\ &= 14,89961918 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komposisi Etanol :

$$\begin{aligned} x_i^W \times W &= 0,431741497 \times 26,22241321 = 11,32017179 \\ &= 0,00113213 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i^D \times D &= 99,99\% \times 11,32130392 \\ &= 11,32017179 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen	xf (kmol)	xiF.F	yiD.D	xiW.W
Aseton	0,568258503	14,90110929	14,89961918	0,001490111
Etanol	0,431741497	11,32130392	11,32017179	0,00113213
	1	26,22241321	26,21979097	0,002622241

Komponen	xf (kmol)	xiF.F	yiD.D	xiW.W
Aseton	0,568258503	14,90110929	14,89961918	0,001490111
Etanol	0,431741497	11,32130392	11,32017179	0,00113213
	1	26,22241321	26,21979097	0,002622241

Komponen	yi D	xi W
Aseton	0,568259	0,568258503
Etanol	0,431741	0,431741497
	1	1

Sehingga, massa masing-masing komponen setelah keluar dari kolom distilasi 3 adalah sebagai berikut.

	Komponen	Distilat (kg)	Bottom (kg)	Massa (kg)
A	Aseton <51>	686,4254556	0,06864941	686,494105
B	Etanol <52>	657,4755778	0,065754133	657,5413319
		1343,901033	0,134403544	
TOTAL		1344,035437		1344,035437

Menghitung boiling point, dew point, dan bubble point vapour pressure

(Yaws,2015):

Persamaan Antoine :

$$P_i = A - \frac{B}{C + T(C)}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o}$$

Keterangan : K_i = Konstanta VLE

P_i = Tekanan komponen (mmHg)

P_o = Tekanan operasi (760 mmHg)

	Komponen	xi	F (Kg/jam)	A	B	C
A	Aseton	0,2824	700,504	8,134	1662,48	238,131
B	Etanol	0,210	657,541	7,314	1315,67	240,479
Total		1	3382,569			

Perhitungan feed

Boiling point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 60,0091542 °C

P = 760 mmHg

Komponen	Xi	Pi	Ki	yi	ai (Ki/Kc)	ai*xi	xi*Ki
Aseton	0,568	72,618	0,095	0,054	0,110	0,063	0,054
Etanol	0,431	361,825	0,476	0,205	0,552	0,238	0,205
Total	1		0,571	0,259		0,301	0,259

Dew point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 53,451429 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	yiD	Pi	Ki	ai	yi/ai	xi
A	Aseton	0,5682	50,883	0,066	0,0777	7,307736	8,487498

B	Etanol	0,4317	265,71	0,349	0,4060	1,063211	1,234856
Total		1			0,4838	8,370947	9,722354

Bubble point (trial menggunakan goal seek)

Trial T = 55,87642736 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	xiW	Pi	Ki	ai	ai*xiW	yi
A	Aseton	0,568	56,435	0,074257	0,08624	0,0490	0,04219
B	Etanol	0,431	290,65	0,382444	0,44418	0,1917	0,16511
Total						0,2407	1,00008

Menghitung jumlah plate minimum

$$\begin{aligned}
 Al &= \sqrt{aDx aW} \\
 &= \sqrt{0,18037} \\
 &= 0,4247
 \end{aligned}$$

$$Nm = \frac{\text{Log} [XLD*D/XHD*D * XHW*W/XLW*W]}{\text{log} (aL)}$$

$$Nm = \frac{\text{Log} 0,090494885 \times 5,2242E-06}{\text{log} (aL)} = \frac{4,7276E-07}{\text{log} (aL)}$$

$$Nm = \frac{\text{Log} 4,7276E-07}{\text{Log} 0,4247}$$

$$Nm = \frac{-6,32523528}{-0,37191499}$$

$$Nm = 17,0075 = 17 \quad (\text{Stage minimum})$$

$$T_{avg} = \frac{\text{dew point} + \text{bubble point}}{2}$$

$$T_{avg} = \frac{53,451429 + 55,87642736}{2}$$

$$T_{avg} = 54,65261882 \text{ C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

	Komponen	X_{iF}	Y_{iD}	P_i	K_i	α_i
A	Aseton	0,5682	0,5682	53,598452	0,070524	0,08190
B	Etanol	0,4317	0,4317	277,951128	0,3657251	0,42476
Total		1	1		0,4362494	

Menurut geankoplis (2003) untuk menghitung Θ , reflux, reflux minimum, jumlah tray sebagai berikut

$$\text{asumsi } q = 0,2608$$

feed pada boiling point

$$\text{misal } \Theta = 0,05$$

	Komponen	$1-q =$	R_{m+1}	R_m
A	Aseton	0,352861772	1,458674156	0,9480
B	Etanol	0,386272806	0,48934268	
TOTAL		0,739134579	1,948016836	

$R = 1,5R_m$	$R/(R+1)$	$R_m/(R_m+1)$	N_m/N	N
Reflux minimum				
1,422025254	0,587122389	0,486657414	0,67	25,38436293

Estimasi lokasi plate

$$x_{HF} = 0,431741497$$

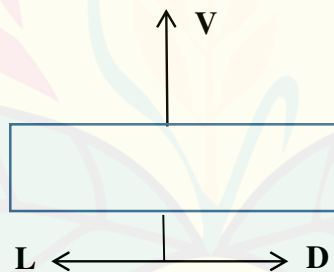
$$x_{LF} = 0,568258503$$

$$W = 0,134403544$$

$$D = 1343,901033$$

$$\begin{aligned}
 xLW &= 0,568258503 \\
 xHD &= 0,431741497 \\
 \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,206 \frac{\log (xHf) W (wLW)^2}{\log (xHf) D (wLD)^2} \\
 \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,206 \log 0,000131633 \\
 \frac{N_e}{N_s} &= -0,79941069 \\
 \frac{N_e}{N_s} &= 0,449593836 \\
 N_e &= 0,449593836 N_s \\
 N &= N_e + N_s \\
 N_s &= 16,55636179 \\
 N_s &= 17 \\
 N_e &= 9
 \end{aligned}$$

Akumulator



$$\begin{aligned}
 D &= 26,21979097 \\
 R &= 1,422025254 \\
 L &= 37,28520491 \text{ kmol} \\
 V &= 63,50499589 \text{ Kmol}
 \end{aligned}$$

Aseton

$$\begin{aligned}
 V &= V \times X \times X_{vi} \\
 &= 63,50499589 \times 0,568258503 \\
 &= 36,08725392 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= L \quad X \quad X_{li} \\
 &= 37,28520491 \quad X \quad 0,568258503 \\
 &= 21,18763474 \quad \text{kmol} \\
 D &= D \quad X \quad X_{di} \\
 &= 26,21979097 \quad X \quad 0,568258503 \\
 &= 14,89961918
 \end{aligned}$$

Etanol

$$\begin{aligned}
 V &= V \quad X \quad X_{vi} \\
 &= 63,50499589 \quad X \quad 0,431741497 \\
 &= 27,41774196 \quad \text{kmol} \\
 L &= L \quad X \quad X_{li} \\
 &= 37,28520491 \quad X \quad 0,431741497 \\
 &= 16,09757017 \quad \text{kmol} \\
 D &= D \quad X \quad X_{di} \\
 &= 26,21979097 \quad X \quad 0,431741497 \\
 &= 11,32017179
 \end{aligned}$$

Massa masing-masing komponen

Aseton

$$\begin{aligned}
 V &= \text{Kmol} \quad x \quad \text{BM} \\
 &= 36,08725392 \quad x \quad 46,07 \\
 &= 1662,539788 \quad \text{Kg} \\
 L &= \text{Kmol} \quad x \quad \text{BM} \\
 &= 21,18763474 \quad x \quad 46,07 \\
 &= 976,1143327 \quad \text{kg} \\
 D &= \text{kmol} \quad x \quad \text{BM} \\
 &= 14,89961918 \quad x \quad 46,07 \\
 &= 686,4254556 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Etanol

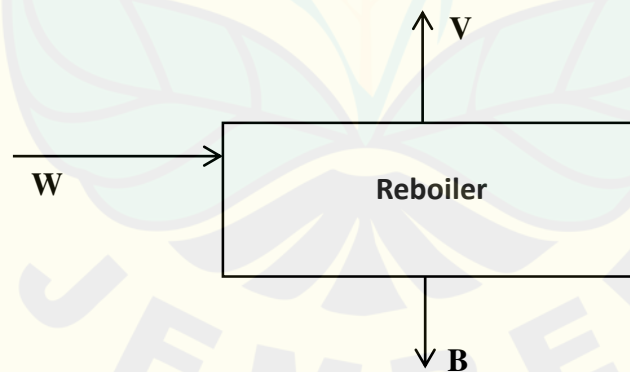
$$\begin{aligned}
 V &= \text{kmol} \quad x \quad \text{BM} \\
 &= 27,41774196 \quad x \quad 58,08 \\
 &= 1592,422453 \quad \text{Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \text{kmol} \times \text{BM} \\
 &= 16,09757017 \times 58,08 \\
 &= 934,9468754 \text{ Kg} \\
 D &= \text{kmol} \times \text{BM} \\
 &= 1,32017179 \times 58,08 \\
 &= 657,4755778 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

	Komponen	V (kmol)	L (kmol)	D (kmol)
A	Aseton	36,08725392	21,18763474	14,89961918
B	Etanol	27,41774196	16,09757017	11,32017179
TOTAL		63,50499589	37,28520491	26,21979097

	Komponen	V (kg)	L (kg)	D (kg)
A	Aseton	1662,539788	976,1143327	686,4254556
B	Etanol	1592,422453	934,9468754	657,4755778
TOTAL		3254,962241	1911,061208	1343,901033

Reboiler



$$V_d = V_b + (1-q) F$$

$$V_d = V_b + 0$$

untuk komponen Etanol

$$V_d = V_b$$

$$\begin{aligned}
 W &= V_b + B \\
 W &= 27,41774196 + 0,00113213 \\
 &= 27,41887409 \text{ Kmol}
 \end{aligned}$$

untuk komponen Aseton

$$\begin{aligned}
 V_d &= V_b \\
 W &= V_b + B \\
 W &= 36,0872592 + 0,001490111 \\
 &= 36,08874403 \text{ Kmol}
 \end{aligned}$$

Massa untuk masing-masing komponen yaitu :

untuk komponen aseton

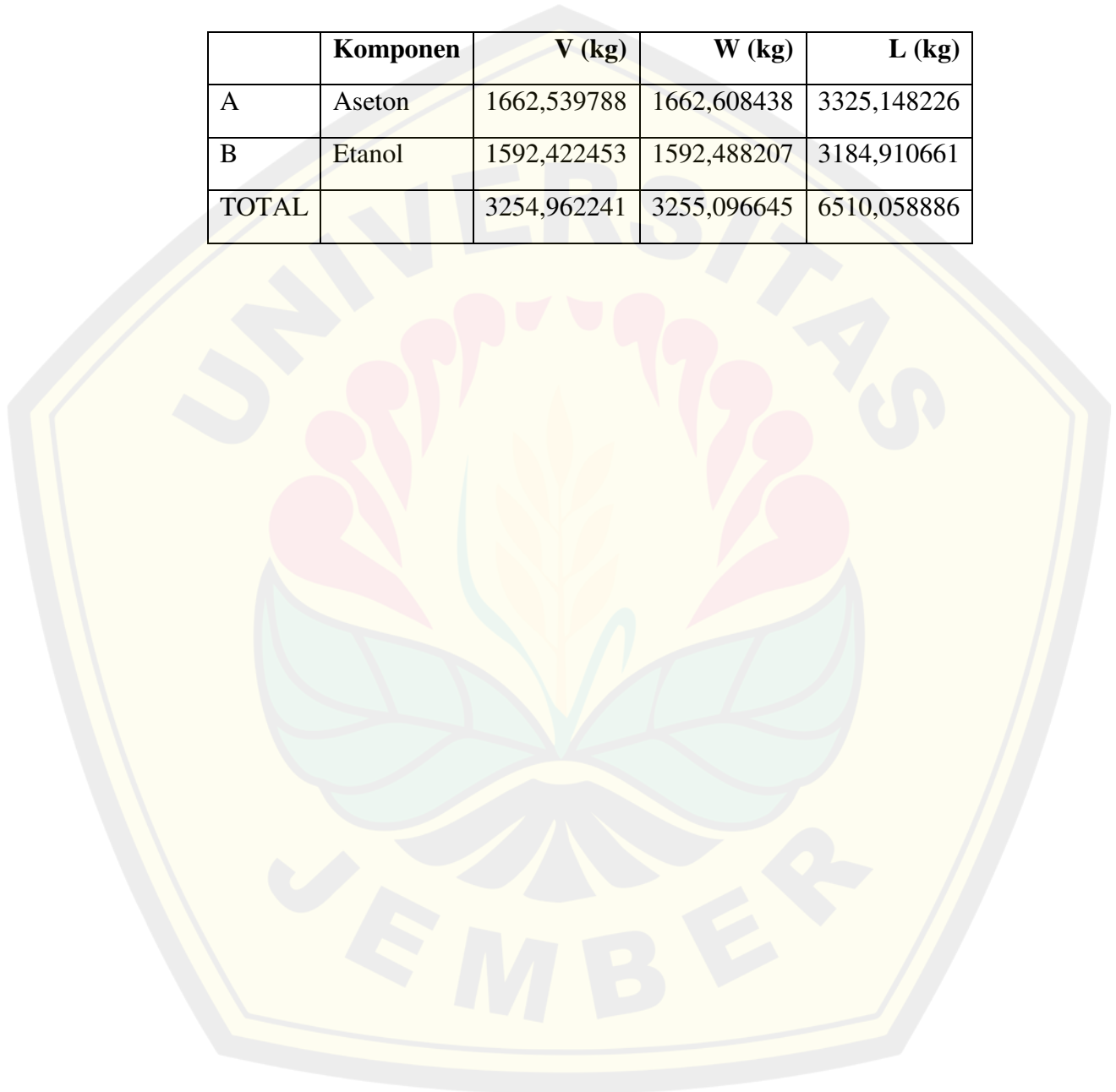
$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times \text{BM} \\
 &= 36,08725392 + 46,07 \\
 &= 1662,539788 \text{ Kg} \\
 W &= W_i \times \text{BM} \\
 &= 36,08874403 \times 46,07 \\
 &= 1662,608438 \text{ Kg} \\
 B &= B_i \times \text{BM} \\
 &= 0,00149011 \times 46,07 \\
 &= 3325,148226 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

untuk komponen etanol

$$\begin{aligned}
 V &= V_i \times \text{BM} \\
 &= 27,41774196 + 58,08 \\
 &= 1592,422453 \text{ kg} \\
 W &= W_i \times \text{BM} \\
 &= 27,41887409 \times 58,08 \\
 &= 1592,488207 \text{ kg} \\
 B &= B_i \times \text{BM} \\
 &= 0,00113213 \times 58,08 \\
 &= 3184,910661 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

	Komponen	V (kmol)	B (kmol)	W (kmol)
A	Aseton	36,08725392	0,001490111	36,08874403
B	Etanol	27,41774196	0,00113213	27,41887409
TOTAL		63,50499589	0,002622241	63,50761813

	Komponen	V (kg)	W (kg)	L (kg)
A	Aseton	1662,539788	1662,608438	3325,148226
B	Etanol	1592,422453	1592,488207	3184,910661
TOTAL		3254,962241	3255,096645	6510,058886



**APPENDIX B
NERACA PANAS**

B1. Penentuan Kapasitas Panas (Cp)

- Neraca panas dapat dihitung dengan data Cp pada setiap senyawa yang digunakan dan juga data Hf untuk senyawa yang memiliki reaksi.
- Nilai Cp bisa berubah sesuai dengan ketentuan senyawa yang digunakan
- Diketahui data kapasitas panas untuk air (H₂O) didapatkan dari Appendix A.2-5 Geankoplis (1993)

Suhu	Cp		Suhu	Cp	
°C	kcal/kg	kJ/kg	°C	kcal/kg	kJ/kg
0	1,0080	4,217	50	0,9992	4,181
10	1,0019	4,192	60	1,0001	4,184
20	0,9995	4,182	70	1,0013	4,189
25	0,9989	4,179	80	1,0029	4,196
30	0,9987	4,179	90	1,0050	4,205
40	0,9987	4,179	100	1,0076	4,216

Untuk Cp senyawa dapat menggunakan Hukum Kopp yaitu perhitungan Cp berdasarkan kapasitas panas setiap atom penyusunnya.

Data kapasitas panas setiap elemen, J/mol°C berdasarkan Tabel 8.2 R.K. Sinnott (1993)

Unsur	Solid	Liquid
C	7,5	11,7
H	9,6	18,0
B	11,3	19,7
Si	15,9	24,3
O	16,7	25,1
F	20,9	29,3
P dan S	22,6	31,0
Lainnya	26,0	33,5

$$C_p = \frac{\text{Jumlah Unsur Atom} \times \text{Kapasitas Panas}}{\text{Berat Molekul}}$$

1. Pektin (C₆H₁₀O₇) Padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	7,5	45
H	1	10	10	9,6	96
O	16	7	112	16,7	116,9
Berat Molekul			194	Total	257,9

$$C_p = \frac{257,9}{194} = 1,329381 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

2. Pektin (C₆H₁₀O₇) Liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	11,7	70,2
H	1	10	10	18,0	180
O	16	7	112	25,1	175,7
Berat Molekul			194	Total	425,9

$$C_p = \frac{425,9}{194} = 2,195361 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

3. Lignin (C₁₀H₁₂O₃)_n Padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	10	120	7,5	75
H	1	12	12	9,6	115,2
O	16	3	48	16,7	50,1
Berat Molekul			180	Total	240,3

$$C_p = \frac{240,3}{180} = 1,335 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

4. Lignin (C₁₀H₁₂O₃)_n Liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	10	120	11,7	117
H	1	12	12	18,0	216
O	16	3	48	25,1	75,3
Berat Molekul			180	Total	408,3

$$C_p = \frac{408,3}{180} = 2,268333 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

5. Selulosa (C₆H₁₀O₅)_n padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	7,5	45
H	1	10	10	9,6	96
O	16	5	80	16,7	83,5
Berat Molekul			162	Total	224,5

$$C_p = \frac{224,5}{162} = 1,385802 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

6. Selulosa (C₆H₁₀O₅)_n liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	11,7	70,2
H	1	10	10	18,0	180
O	16	5	80	25,1	125,5
Berat Molekul			162	Total	375,7

$$C_p = \frac{375,7}{162} = 2,319136 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

7. Hemiselulosa (C₅H₈O₄)_n padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	5	60	7,5	37,5
H	1	8	8	9,6	76,8
O	16	4	64	16,7	66,8
Berat Molekul			132	Total	181,1

$$C_p = \frac{181,1}{132} = 1,37197 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

8. Hemiselulosa (C₅H₈O₄)_n liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	5	60	11,7	58,5
H	1	8	8	18,0	144
O	16	4	64	25,1	100,4
Berat Molekul			132	Total	302,9

$$C_p = \frac{302,9}{132} = 2,294697 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

9. Asam Sitrat (C₆H₈O₇) padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	7,5	45
H	1	8	8	9,6	76,8
O	16	7	112	16,7	116,9
Berat Molekul			192	Total	238,7

$$C_p = \frac{238,7}{192} = 1,243229 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

10. Natrium Hidroksida (NaOH) solid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Na	23	1	23	26,0	26
O	16	1	16	16,7	16,7
H	1	1	1	9,6	9,6
Berat Molekul			40	Total	52,3

$$C_p = \frac{52,3}{40} = 1,3075 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

11. Enzim Selulase ((C₆H₁₀O₅)_n)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	11,7	70,2
H	1	10	10	18,0	180
O	16	5	80	25,1	125,5
Berat Molekul			162	Total	375,7

$$C_p = \frac{375,7}{162} = 2,319136 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

12. Glukosa (C₆H₁₂O₆)_n

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	11,7	70,2
H	1	12	12	18,0	216
O	16	6	96	25,1	150,6
Berat Molekul			180	Total	436,8

$$C_p = \frac{436,8}{180} = 2,426667 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

13. Xilosa (C₅H₁₀O₅)_n

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	5	60	11,7	58,5
H	1	10	10	18,0	180
O	16	5	80	25,1	125,5
Berat Molekul			150	Total	364

$$C_p = \frac{364,0}{150} = 2,426667 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

14. Butanol (C₄H₁₀O)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	4	48	11,7	46,8
H	1	10	10	18,0	180
O	16	1	16	25,1	25,1
Berat Molekul			74	Total	251,9

$$C_p = \frac{251,9}{74} = 3,404054 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

15. Asam Sitrat (C₆H₈O₇) liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	6	72	11,7	70,2
H	1	8	8	18,0	144
O	16	7	112	25,1	175,7
Berat Molekul		192		Total	389,9

$$C_p = \frac{389,9}{192} = 2,030729 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

16. Natrium Hidroksida (NaOH) liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Na	23	1	23	33,5	33,5
O	16	1	16	25,1	25,1
H	1	1	1	18,0	18
Berat Molekul		40		Total	76,6

$$C_p = \frac{76,6}{40} = 1,915 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

17. Sodium Sulfat (Na₂SO₄) padat

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Na	23	2	46	22,6	45,2
S	32	1	32	22,6	22,6
O	16	4	64	26,0	104
Berat Molekul		142		Total	171,8

$$C_p = \frac{171,8}{142} = 1,209859 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)}$$

18. Sodium Sulfat (Na₂SO₄) liquid

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Na	23	2	46	33,5	67
S	32	1	32	31,0	31
O	16	4	64	25,1	100,4
Berat Molekul		142		Total	198,4

$$C_p = \frac{198,4}{142} = 1,397183 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

19. Etanol (C₂H₅OH)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	2	24	11,7	23,4
H	1	6	6	18,0	108
O	16	1	16	25,1	25,1
Berat Molekul			46	Total	156,5

$$C_p = \frac{156,5}{46} = 3,402174 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

20. CH₃COONH₄

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	2	24	11,7	23,4
H	1	7	7	18,0	126
O	16	2	32	25,1	50,2
N	14	1	14	33,5	33,5
Berat Molekul			63	Total	233,1

$$C_p = \frac{233,1}{63} = 3,7 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

21. MgSO₄·7H₂O

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Mg	24	1	24	33,5	33,5
S	32	1	32	31,0	31
O	16	11	176	25,1	276,1
H	1	14	14	18,0	252
Berat Molekul			232	Total	592,6

$$C_p = \frac{592,6}{232} = 2,55431 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

22. FeSO₄·7H₂O

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Fe	56	1	56	33,5	33,5
S	32	1	32	31,0	31
O	16	11	176	25,1	276,1
H	1	14	14	18,0	252
Berat Molekul			264	Total	592,6

$$C_p = \frac{592,6}{264} = 2,244697 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

23. KH₂PO₄

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
K	39	1	39	33,5	33,5
P	31	1	31	31,0	31
O	16	4	64	25,1	100,4
H	1	2	2	18,0	36
Berat Molekul			134	Total	200,9

$$C_p = \frac{200,9}{134} = 1,499254 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

24. Aseton (C₃H₅OH)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	3	36	11,7	35,1
H	1	6	6	18,0	108
O	16	1	16	25,1	25,1
Berat Molekul			58	Total	168,2

$$C_p = \frac{168,2}{58} = 2,9 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

25. Oleil Alkohol

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	19	228	11,7	222,3
H	1	36	36	18,0	648
O	16	1	16	25,1	25,1
Berat Molekul			280	Total	895,4

$$C_p = \frac{895,4}{280} = 3,197857 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

26. Tributyrin (C₁₅H₂₆O₆)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	15	180	11,7	175,5
H	1	26	26	18,0	468
O	16	6	96	25,1	150,6
Berat Molekul			302	Total	794,1

$$C_p = \frac{794,1}{302} = 2,62947 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

27. Natrium Alginat (C₆H₉NaO₇)

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
C	12	15	180	11,7	175,5
H	1	26	26	18,0	468
O	16	6	96	25,1	150,6
Na	23	1	23	33,5	33,5
Berat Molekul			325	Total	827,6

$$C_p = \frac{827,6}{325} = 2,546462 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

28. NaCl

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Na	23	1	23	33,5	33,5
Cl	35	1	35	33,5	33,5
Berat Molekul			58	Total	67

$$C_p = \frac{67,0}{58} = 1,155172 \text{ J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

29. CaCl₂

Unsur	Ar	Ni	BM	Kapasitas Panas	Ni x Kapasitas Panas
Ca	40	1	40	33,5	33,5
Cl	35	2	70	96,0	192
Berat Molekul			110	Total	225,5

$$C_p = \frac{225,5}{110} = 2,0500 \quad \text{J/g}^\circ\text{C} \quad (\text{kJ/kg}^\circ\text{C})$$

B2. Penentuan Panas Pembentukan (ΔH_f)

Nilai H_f dapat di tentukan dengan menghitung ikatan rantai setiap senyawa (Polling, B.E., 2001 hal 70)

Ikatan Rantai	ΔH_f Rantai (kJ/mol)
CH- (2C,O)	-30,14
OH-(C)	-158,56
CH3-(C)	-42,19
C-(2C,O)	-77,86
CH2-(2C)	-20,64
O-(=C)	-127,67
=CH-(CO)	20,93
CH2-(C,O)	-33,91
CH-(C,2O)	-68,23
O-(2C)	-97,11

1. Glukosa (C₆H₁₂O₆)

Ikatan Rantai	n		ΔH_f	Jumlah ΔH_f
=CH-(CO)	1	x	20,93	20,93
CH- (2C,O)	4	x	-30,14	-120,56
CH2-(C,O)	1	x	-33,91	-33,91
OH-(C)	5	x	-158,56	-792,8
O-(=C)	1	x	-127,67	-127,67
Total				-1054,01

$$\Delta H_f = -1054,01 \quad \text{kJ/mol} = -189722 \quad \text{kJ/kg}$$

2. Selulosa (C₆H₁₀O₅)

Ikatan Rantai	n		ΔH_f	Jumlah ΔH_f
CH-(C,2O)	1	x	-68,23	-68,23
CH- (2C,O)	4	x	-30,14	-120,56
CH2-(C,O)	1	x	-33,91	-33,91
OH-(C)	3	x	-158,56	-475,68
O-(2C)	2	x	-97,11	-194,22
Total				-892,6

$$\Delta H_f = -892,6 \text{ kJ/mol} = -144601 \text{ kJ/kg}$$

3. Aseton (C₃H₅OH)

Ikatan Rantai	n		ΔH_f	Jumlah ΔH_f
CH ₃ -(C)	2	x	-42,19	-84,38
C-(2C,O)	1	x	-77,86	-77,86
O-(=C)	1	x	-127,67	-127,67
Total				-289,91

$$\Delta H_f = -289,91 \text{ kJ/mol} = -16814,8 \text{ kJ/kg}$$

4. Butanol (C₄H₉OH)

Ikatan Rantai	n		ΔH_f	Jumlah ΔH_f
CH ₃ -(C)	1	x	-42,19	-42,19
CH ₂ -(C,O)	1	x	-33,91	-33,91
CH ₂ -(2C)	2	x	-20,64	-41,28
OH-(C)	1	x	-158,56	-158,56
Total				-275,94

$$\Delta H_f = -275,94 \text{ kJ/mol} = -20419,6 \text{ kJ/kg}$$

5. Etanol (C₂H₅OH)

Ikatan Rantai	n		ΔH_f	Jumlah ΔH_f
CH ₃ -(C)	1	x	-42,19	-42,19
CH ₂ -(C,O)	1	x	-127,67	-127,67
OH-(C)	1	x	-158,56	-158,56
Total				-328,42

$$\Delta H_f = -328,42 \text{ kJ/mol} = -15107,3 \text{ kJ/kg}$$

B3. Perhitungan Neraca Panas

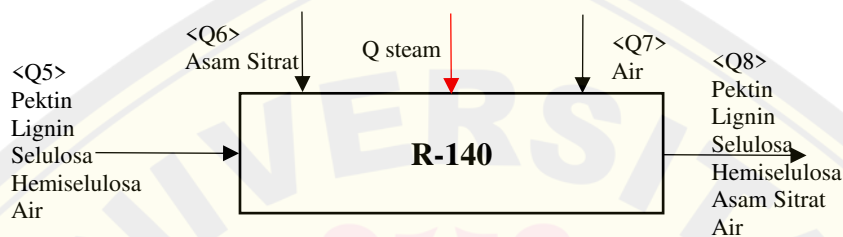
- Dasar Perhitungan :
 Waktu : 1 jam
 Suhu Reference : 25 °C
 Satuan Energi : Kilojoule (kJ)
 Satuan Massa : Kilogram (Kg)
 Tekanan : 1 atm

Rumus menghitung panas yaitu :

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

- Q = Entalpi Panas
- m = Massa (kg/jam)
- Cp = Kapasitas Panas (kJ/kg)
- ΔT = $T_{in}/T_{out} - T$ referensi

B3.1 Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)



Gambar B3.1.1 Blok Diagram Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 50 °C

Input

$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 30\text{ °C} - 25\text{ °C}$
 $= 5\text{ °C}$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q5				
Pektin	26.643	1,329	5	177.092
Lignin	58.774	1,335	5	392.316
Selulosa	76.185	1,386	5	527.890
Hemiselulosa	23.425	1,372	5	160.695
Air	25.255	4,179	5	527.647
Q6				
Asam Sitrat	42.322	1,243	5	263.081
Q7				
Air	562.280	4,179	5	11.747.605
Total	814.885	15,023	Total Pan	13.796.326

Output

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 50\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 25\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q8				
Pektin terekstrak	26.643	2,195	25	1.462.264
Lignin	58.774	2,268	25	3.332.975
Selulosa	76.185	1,386	25	2.639.448
Hemiselulosa	23.425	2,295	25	1.343.860
Asam Sitrat	42.322	2,031	25	2.148.620
Air	587.535	4,181	25	61.406.985
Total Massa	814.885	Total Panas		72.334.153

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif, maka reaksi yang terjadi adalah endoterm. Dimana reaksi endoterm menyerap panas sehingga memerlukan steam.

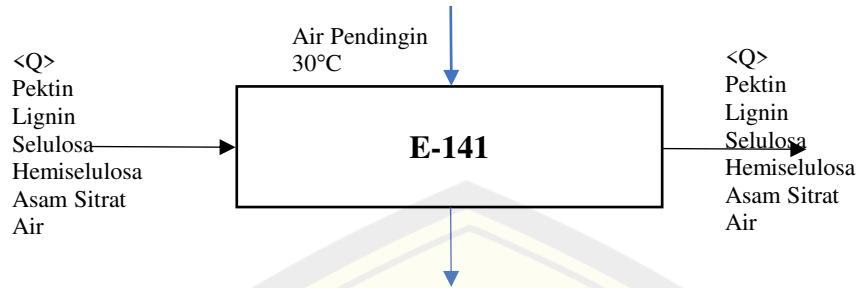
Menghitung panas yang disupply (Q Steam)

$$\begin{aligned}Q \text{ Steam} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 72.334.153 - 13.796.326 \\ &= 58.537.827 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel B3.1.1 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q5		Q8	
Pektin	177.092	Pektin terekstrak	1.462.264
Lignin	392.316	Lignin	3.332.975
Selulosa	527.890	Selulosa	2.639.448
Hemiselulosa	160.695	Hemiselulosa	1.343.860
Air	527.647	Asam Sitrat	2.148.620
Q6		Air	61.406.985
Asam Sitrat	263.081		
Q7			
Air	11.747.605		
Q			
Q Steam	58.537.827		
Total	72.334.153	Total	72.334.153

B3.2 Heat Exchanger (E-141)



Gambar B3.2.1 Blok Diagram Heat Exhanger (E-141)

Tipe : Cooler

T ref : 25 °C
 T in : 50 °C
 T out : 30 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 50 \text{ °C} - 25 \text{ °C} \\ &= 25 \text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Pektin terekstrak	26.643	2,195	25	1.462.264
Lignin	58.774	2,268	25	3.332.975
Selulosa	76.185	1,386	25	2.639.448
Hemiselulosa	23.425	2,295	25	1.343.860
Asam Sitrat	42.322	2,031	25	2.148.620
Air	587.535	4,181	25	61.406.985
Total Massa	814.885	Total Panas		72.334.153

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 30 \text{ °C} - 25 \text{ °C} \\ &= 5 \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Pektin terekstrak	26.643	2,195	5	292.453

Lignin	58.774	2,268	5	666.595
Selulosa	76.185	1,386	5	527.890
Hemiselulosa	23.425	2,295	5	268.772
Asam Sitrat	42.322	2,031	5	429.724
Air	587.535	4,179	5	12.275.251
Total Massa	814.885	Total Panas		14.460.685

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif, maka reaksi yang terjadi adalah eksoterm. Dimana reaksi eksoterm melepaskan panas sehingga memerlukan air pendingin.

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$\begin{aligned}
 Q \text{ lepas} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 14.460.685 - 72.334.153 \\
 &= - 57.873.467,68
 \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang diserap pendingin, } Q_p = 57.873.467,68$$

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30°C keluar pada suhu 45°C.

Massa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 M_p &= \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{57.873.468}{4,179 \times 15} \\
 &= 923.339,72 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$Q_w - \text{in} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$Q_w - \text{in} = 19.291.156 \text{ kJ/jam}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$Q_w - \text{out} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

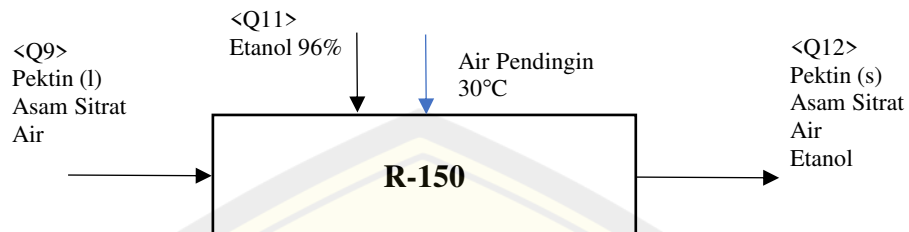
$$Q_w - \text{out} = 77.164.624 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B3.2.1 Neraca Panas Heat Exchanger (E-141)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Pektin terekstrak	1.462.264	Pektin terekstrak	292.453
Lignin	3.332.975	Lignin	666.595
Selulosa	2.639.448	Selulosa	527.890
Hemiselulosa	1.343.860	Hemiselulosa	268.772
Asam Sitrat	2.148.620	Asam Sitrat	429.724
Air	61.406.985	Air	12.275.251
		Q	

		Q lepas	57.873.468
Total	72.334.153	Total	72.334.153

B3.3 Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)



Gambar B3.3.1 Blok Diagram Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 30 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 5\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q9				
Pektin (l)	26.643	2,195	5	292.453
Asam Sitrat	38.626	2,031	5	392.200
Air	534.740	4,179	5	11.172.217
Q11				
Etanol	315.605	3,402	5	5.368.713
Total Massa	915.614	Total Panas		17.225.583

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 30\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 5\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q12				
Pektin (s)	26.643	1,329	5	177.092

Asam Sitrat	38.626	2,031	5	392.200
Etanol	315.605	3,402	5	5.368.713
Air	534.740	4,179	5	11.172.217
Total Massa	915.614	Total Panas		17.110.222

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif, maka reaksi yang terjadi adalah eksoterm. Dimana reaksi eksoterm melepaskan panas sehingga memerlukan air pendingin

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$\begin{aligned}
 Q \text{ lepas} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 17.110.222 - 17.225.583 \\
 &= - 115.360,61
 \end{aligned}$$

Panas yang diserap pendingin, $Q_p = 115.360,61 \text{ kJ/jam}$

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30°C dan diperkirakan keluar dengan suhu 45°C

Massa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 M_p &= \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{115.361}{4,179 \times 15} \\
 &= 1.840,52 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$Q_w - \text{in} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$Q_w - \text{in} = 38.454 \text{ kJ/jam}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$Q_w - \text{out} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

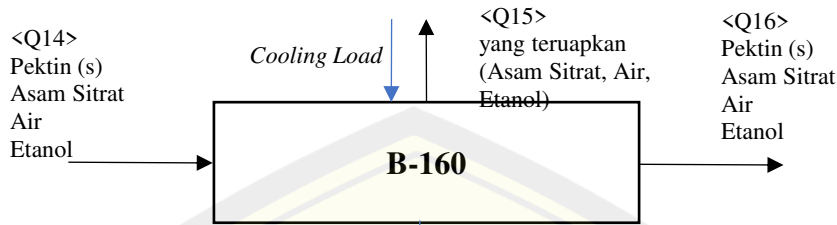
$$Q_w - \text{out} = 153.814 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B3.3.1 Neraca Panas Reaktor Ekstraksi Pektin (R-150)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q9		Q12	
Pektin (l)	292.453	Pektin (s)	177.092
Asam Sitrat	392.200	Asam Sitrat	392.200
Air	11.172.217	Etanol	5.368.713
Q11		Air	11.172.217
Etanol	5.368.713	Q	
		Q lepas	115.360,61

Total	17.225.583	Total	17.225.583

B3.4 Belt Conveyor Dryer (B-160)



Gambar B3.4.1 Blok Diagram *Belt Coveyor Dryer* (B-160)

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 45 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 5\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q15				
Pektin (s)	26.643	1,329	5	177.092
Asam Sitrat	1.612	2,031	5	16.365
Etanol	13.169	3,402	5	224.010
Air	20.826	4,179	5	435.122
Total Massa	62.250	Total Panas		852.589

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 45\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 20\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q16				
Pektin (s)	26.643	1,329	20	708.369
Asam Sitrat	371	2,031	20	15.055

Etanol	3.029	3,402	20	206.089
Air	4.790	4,181	20	400.512
Q15				
yang teruapkan	27.417	4,181	20	114.622
Total Massa	62.250	Total Panas		1.444.648

$$\begin{aligned} \Sigma \text{Panas Masuk} &= \Sigma \text{Panas Keluar} \\ Q_{\text{input}} &= Q_{\text{output}} \\ 852.589 &= 1.444.648 \end{aligned}$$

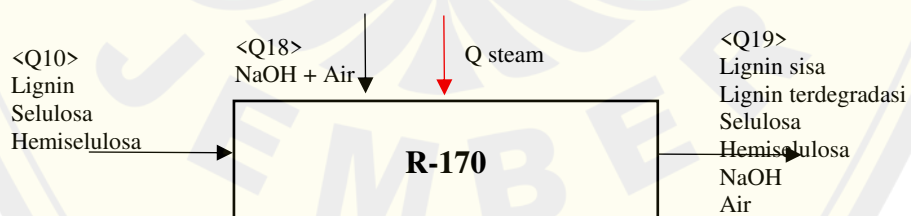
$$\begin{aligned} \Sigma \text{Panas Keluar} - \Sigma \text{Panas Masuk} &= 0 \\ 1.444.648 - 852.589 &= 592.059 \end{aligned}$$

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif, maka reaksi yang terjadi adalah endoterm. Dimana reaksi endoterm menyerap panas sehingga memerlukan steam.

Tabel B3.4.1 Neraca Panas *Belt Conveyor Dryer (B-160)*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q15		Q16	
Pektin (s)	177.092	Pektin (s)	708.369
Asam Sitrat	16.365	Asam Sitrat	15.055
Etanol	224.010	Etanol	206.089
Air	435.122	Air	400.512
Q		Q15	
Q Steam	592.059	Yang Teruapkan	114.622
Total	1.444.648	Total	1.444.648

B3.5 Reaktor Pretreatment (R-170)



Gambar B3.5.1 Blok Diagram Reaktor *Pretreatment (R-170)*

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 100 °C

Input

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q10				
Lignin	58.774	2,268	5	666.595
Selulosa	76.185	2,319	5	883.421
Hemiselulosa	23.425	2,295	5	268.772
Air	52.795	4,179	5	1.103.035
Q18				
NaOH	95.031	1,3075	5	621.265
Air	3.114.903	4,179	5	65.079.048
Total Massa	3.421.113	Total Panas		68.622.135

Output

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 100\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 75\text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q19				
Lignin sisa	294	2,268	75	49.995
Lignin terdegradasi	58.480	2,268	75	9.948.931
Selulosa	76.185	2,319	75	13.251.321
Hemiselulosa	23.425	2,295	75	4.031.579
NaOH	95.031	1,915	75	13.648.816
Air	3.167.697	4,216	75	1.001.578.042
Total Massa	3.421.113	Total Panas		1.042.508.684

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif, maka reaksi yang terjadi adalah endoterm. Dimana reaksi endoterm menyerap panas sehingga memerlukan steam.

Menghitung panas yang disuplay (Q Steam)

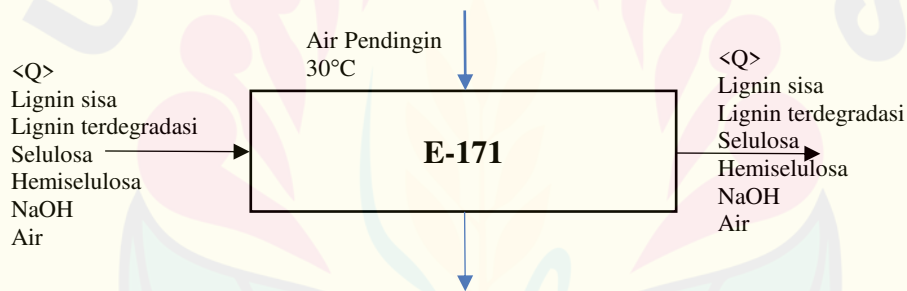
$$\begin{aligned}Q \text{ Steam} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 1.042.508.684 - 68.622.135\end{aligned}$$

= 973.886.549 kJ/jam

Tabel B3.5.1 Neraca Panas Reaktor *Pretreatment* (R-170)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q10		Q19	
Lignin	666.595	Lignin sisa	49.995
Selulosa	883.421	Lignin terdegradasi	9.948.931
Hemiselulosa	268.772	Selulosa	13.251.321
Air	1.103.035	Hemiselulosa	4.031.579
Q18		NaOH	13.648.816
NaOH	621.265	Air	1.001.578.042
Air	65.079.048		
Q			
Q Steam	973.886.549		
Total	1.042.508.684	Total	1.042.508.684

B3.6 Heat Exchanger (E-171)



Gambar B3.6.1 Blok Diagram Heat Exhanger (E-171)

Tipe : Cooler

T ref : 25 °C
 T in : 100 °C
 T out : 50 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 100 \text{ °C} - 25 \text{ °C} \\ &= 75 \text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Lignin sisa	294	2,268	75	49.995
Lignin terdegradasi	58.480	2,268	75	9.948.931

Selulosa	76.185	2,319	75	13.251.321
Hemiselulosa	23.425	2,295	75	4.031.579
NaOH	95.031	1,915	75	13.648.816
Air	3.167.697	4,216	75	1.001.578.042
Total Massa	3.421.113	Total Panas		1.042.508.684

Output

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 50\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 25\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Lignin sisa	294	2,268	25	16.665
Lignin terdegradasi	58.480	2,268	25	3.316.310
Selulosa	76.185	2,319	25	4.417.107
Hemiselulosa	23.425	2,295	25	1.343.860
NaOH	95.031	1,915	25	4.549.605
Air	3.167.697	4,179	25	330.910.411
Total Massa	3.421.113	Total Panas		344.553.958

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif, maka reaksi yang terjadi adalah eksoterm. Dimana reaksi eksoterm melepaskan panas sehingga memerlukan air pendingin

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$\begin{aligned}Q \text{ lepas} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 344.553.958 - 1.042.508.684 \\ &= - 697.954.725,77\end{aligned}$$

Panas yang diserap pendingin, $Q_p = 697.954.725,77$ kJ/jam

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30°C keluar pada suhu 55°C

Massa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}M_p &= \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{697.954.726}{4,179 \times 25} \\ &= 6.681.293,00 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

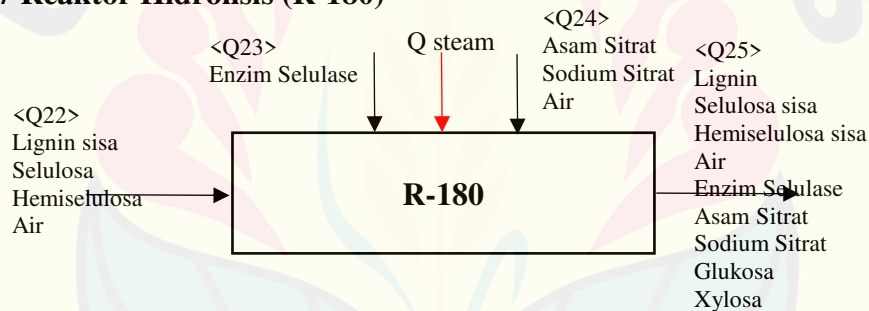
$$Q_w - in = m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$Q_{w-in} = 139.590.945 \text{ kJ/jam}$
 Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk
 $Q_{w-out} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref})$
 $Q_{w-out} = 837.545.671 \text{ kJ/jam}$

Tabel B3.6.1 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-171)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Lignin sisa	49.995	Lignin sisa	16.665
Lignin terdegrada	9.948.931	Lignin terdegrada	3.316.310
Selulosa	13.251.321	Selulosa	4.417.107
Hemiselulosa	4.031.579	Hemiselulosa	1.343.860
NaOH	13.648.816	NaOH	4.549.605
Air	1.001.578.042	Air	330.910.411
		Q	
		Q pendingin out	697.954.726
Total	1.042.508.684	Total	1.042.508.684

B3.7 Reaktor Hidrolisis (R-180)



Gambar B3.7.1 Blok Diagram Reaktor Hidrolisis (R-180)

$T_{ref} : 25 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{in} : 50 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{out} : 50 \text{ }^\circ\text{C}$

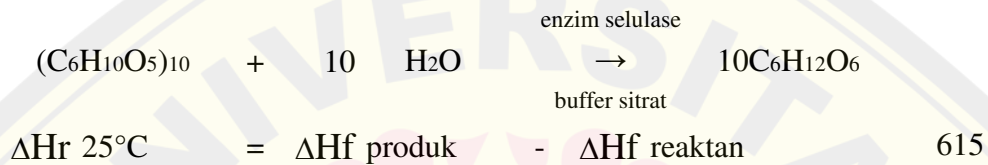
Input

$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 50 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 25 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q22				
Lignin Sisa	293,870	1,335	25	9.808

Selulosa	76.185	1,386	25	2.639.448
Hemiselulosa	23.425	1,372	25	803.476
Air	68.257	4,179	25	7.131.124
Q23				
Enzim Selulase	41	2,319	25	2.406
Q24				
Asam Sitrat	408	1,243	25	12.690
Sodium Sitrat	713	1,210	25	21.556
Air	89.876	4,179	25	375.593
Total Massa	259.200	Total Panas		10.996.102

Panas Reaksi



$$\begin{aligned}
 \Delta H_r \text{ 25}^\circ\text{C} &= \left| n \times \Delta H_f \text{ 10C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \right| - \left| n \times \Delta H_f \text{ (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}_{10} + n \times \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} \right| \\
 &= \left| 385 \times -5855,61 \right| - \left| 39 \times \right| \\
 &= -144601,200 + 385 \times -6495,3 \\
 &= -2.255.344,23 - 5.569.452,548 + \\
 &\quad - 2.501.726 \\
 &= -2.255.344 - 8.071.179 \\
 &= 5.815.835 \text{ kJ} \quad (\text{Endotermis})
 \end{aligned}$$

Output

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\
 &= 50^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C} \\
 &= 25^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q25				
Lignin	294	2,268	25	16.665
Selulosa sisa	71.195	2,319	25	4.127.786
Hemiselulosa sisa	21.891	1,372	25	750.849
Air	158.133	4,181	25	16.527.484
Enzim Selulase	41	2,319	25	2.406
Asam Sitrat	408,305	2,031	25	20.729
Sodium Sitrat	713	1,397	25	24.894

Glukosa	4.990	2,427	25	302.735
Xylosa	1.534	2,427	25	93.085
Total Massa	259.200	Total Panas		21.866.633

$$\begin{aligned}
 \Sigma \text{Panas Masuk} &= \Sigma \text{Panas Keluar} \\
 Q_{\text{input}} &= Q_{\text{output}} + \Delta H_{\text{rx}} \\
 10.996.102 &= 21.866.633 + 5.815.835 \\
 10.996.102 &= 27.682.468 \\
 \Sigma \text{Panas Keluar} - \Sigma \text{Panas Masuk} &= 0 \\
 27.682.468 - 10.996.102 &= 16.686.366
 \end{aligned}$$

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif, maka reaksi yang terjadi adalah endoterm. Dimana reaksi endoterm menyerap panas sehingga memerlukan steam.

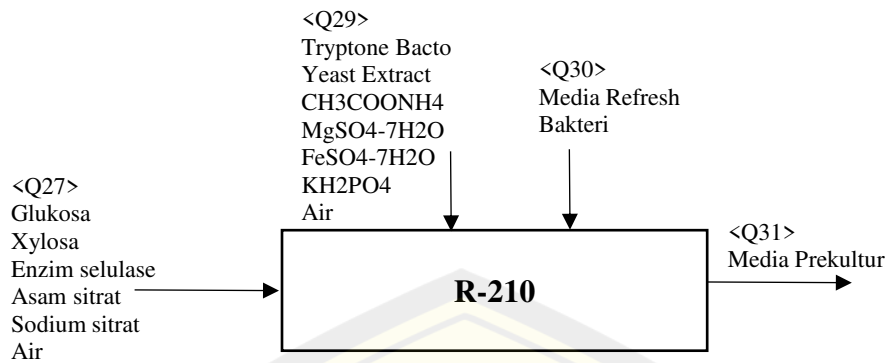
Menghitung panas yang disuplay (Q Steam)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\text{out}} \\
 Q_{\text{Steam}} &= Q_{\text{out}} + \Delta H_{\text{r}} - Q_{\text{in}} \\
 &= | 21.866.633 + 5.815.835 | - 10.996.102 \\
 &= 16.686.366 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3.7.1 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis (R-180)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q22		Q25	
Lignin Sisa	9.808	Lignin	16.665
Selulosa	2.639.448	Selulosa sisa	4.127.786
Hemiselulosa	803.476	Hemiselulosa sis	750.849
Air	7.131.124	Air	16.527.484
Q23		Enzim Selulase	2.406
Enzim Selulase	2.406	Asam Sitrat	20.729
Q24		Sodium Sitrat	24.894
Asam Sitrat	12.690	Glukosa	302.735
Sodium Sitrat	21.556	Xylosa	93.085
Air	375.593	ΔH_{r}	
Q		ΔH_{r}	5.815.835
Q Steam	16.686.366		
Total	27.682.468	Total	27.682.468

B3.9 Tangki Prekultur (R-210)



Gambar B3.9.1 Blok Diagram Tangki Propagasi (R-210)

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 30 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 5\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q27				
Glukosa	623,958	2,427	5	7.571
Xylosa	191,855	2,427	5	2.328
Enzim Selulase	3,347	2,031	5	34
Asam Sitrat	40,830	2,031	5	415
Sodium Sitrat	71,269	1,397	5	498
Air	12755,084	4,179	5	266.489
Q29				
Tryptone bacto	27,373	4,179	5	572
Yeast Extract	9,124	4,179	5	191
CH3COONH4	13,686	3,7	5	253
MgSO4-7H2O	1,370	2,554	5	17
FeSO4-7H2O	0,046	2,245	5	1
KH2PO4	2,280	1,499	5	17
Air	4.508	4,179	5	94.185
Q30				
Media Refresh	2.028	4,179	5	42.371
Bakteri	0,002	4,179	5	0,04179
Total Massa	20.276	Total Panas		414.941

Output

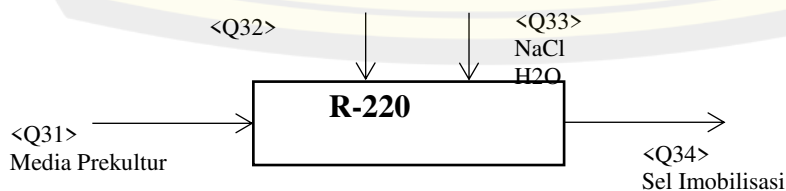
$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q31				
Media Prekultur	20.276	4,093	5	414.941
Total Massa	20.276	Total Panas		414.941

Tabel B3.9.1 Neraca Panas Tangki Propagasi (R-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q27		Q31	
Glukosa	7.571	Media Prekultur	414.941
Xylosa	2.328		
Enzim Selulase	34		
Asam Sitrat	415		
Sodium Sitrat	498		
Air	266.489		
Q29			
Tryptone bacto	572		
Yeast Extract	191		
CH3COONH4	253		
MgSO4-7H2O	17		
FeSO4-7H2O	1		
KH2PO4	17		
Air	94.185		
Q30			
Media Refresh	42.371		
Bakteri	0,042		
Total	414.941	Total	414.941

B.40 Tangki Na-alginat



Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q31				
M. Prekultur	20.276	4,0929	5	414.941
Q32				
NaCL	1.723	1,1552	5	9.955
H2O	174.678	4,179	5	3.649.519
Q33				
Na Alginat	6.083	2,5465	5	77.449
Total Massa	202.761	Total Panas		4.151.865

Output

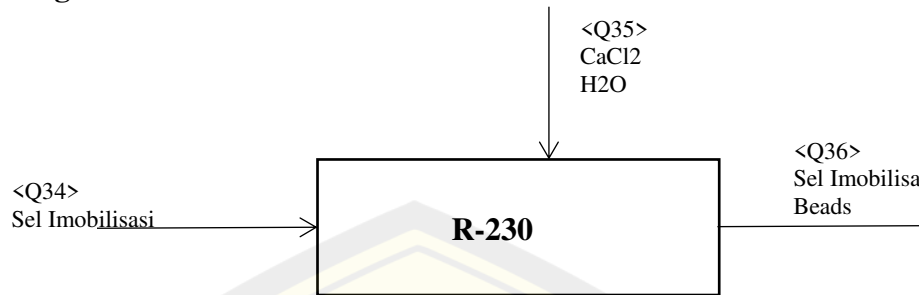
$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q34				
Sel terimobilisas	202.761	4,0953	5	4.151.865
Total Massa	202.761	Total Panas		4.151.865

Tabel B.3.9.1 Neraca Panas Tangki Na Alginat (R-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q31		Q34	
M. Prekultur	414.941	Sel terimobilisas	4.151.865
Q32			
NaCL	9.955		
H2O	3.649.519		
Q33			
Na Alginat	77.449,499		
Total	4.151.865	Total	4.151.865

B.41 Tangki CaCl₂



Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q33				
Sel terimobilisasi	202.761	4,0953	5	4.151.865
Q31				
CaCL	6.759	2,0500	5	69.277
H2O	218.531	4,179	5	4.565.724
Total Massa	428.050	Total Panas		8.786.865

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 5\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

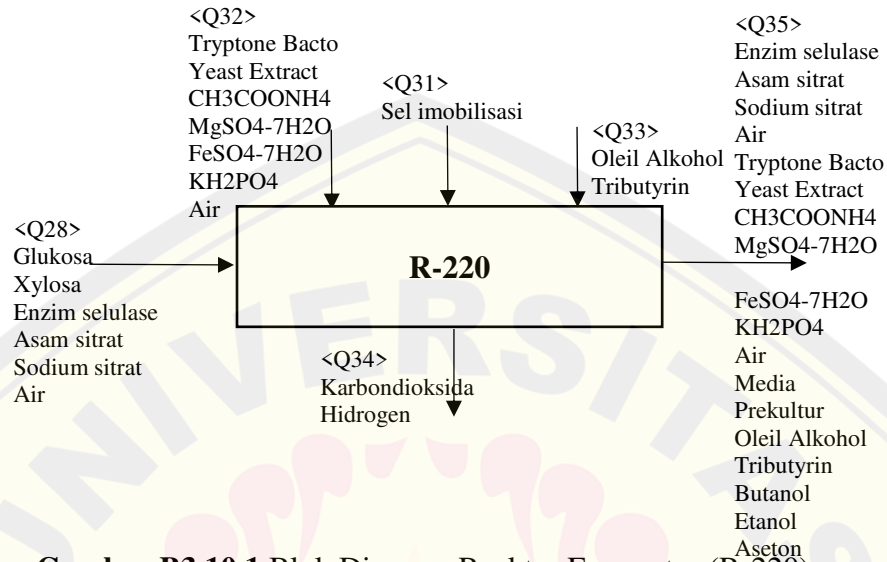
Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q28				
Sel bead	202.761	8,6672	5	8.786.865
Total Massa	202.761	Total Panas		8.786.865

Tabel B.3.9.1 Neraca Panas Tangki CaCl₂ (R-230)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q33		Q28	
Sel terimobilisasi	4.151.865	Sel bead	8.786.865
Q31			
CaCL	69.277		
H2O	4.565.724		

Total	8.786.865	Total	8.786.865
--------------	------------------	--------------	------------------

B3.10 Reaktor Fermentor (R-240)



Gambar B3.10.1 Blok Diagram Reaktor Fermentor (R-220)

T ref : 25 °C
 T in : 30 °C
 T out : 30 °C

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30\text{ °C} - 25\text{ °C} \\ &= 5\text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Q28				
Glukosa	5.615,625	2,427	5	68.136
Xylosa	1.726,692	2,427	5	20.951
Enzim Selulase	30,123	2,031	5	306
Asam Sitrat	367,474	2,031	5	3.731
Sodium Sitrat	641,422	1,397	5	4.481
Air	114795,758	4,179	5	2.398.405
Q32				
Tryptone bacto	246,354	4,179	5	5.147
Yeast Extract	82,118	4,179	5	1.716
CH3COONH4	123,177	3,7	5	2.279

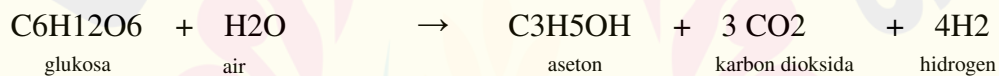
MgSO4-7H2O	12,318	2,554	5	157
FeSO4-7H2O	0,411	2,245	5	5
KH2PO4	20,530	1,499	5	154
Air	40.574	4,179	5	847.705
Q33				
Oleil Alkohol	821.181	3,198	5	13.130.098
Tributylin	821.181	2,629	5	10.796.355
Q31				
Media Prekultur	202.760,649	4,093	5	4.149.423
Total Panas				31.429.048

Panas Reaksi

Cp dan ΔHf berdasarkan buku Geankoplis, A.3

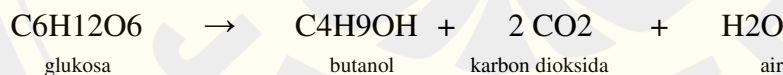
Komponer	Cp	ΔHf
CO2	0,845863	-393,513
H2	14,32	-241,826
H2O	-	-285,84

Reaksi 1



$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \left| n \times \text{C}_3\text{H}_5\text{OH} + n \times \text{CO}_2 + n \times \text{H}_2 \right| - \left| n \times \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + n \times \text{H}_2\text{O} \right| \\
 &= \left| 12,564 \times -16814,8 + 37,6907 \times -393,513 \right. \\
 &\quad \left. + 50,25426 \times -241,826 \right| - \left| 12,564 \times \right. \\
 &\quad \left. -189721,8 + 12,564 \times -285,84 \right| \\
 &= -238238,1493 - -2387173,362 \\
 &= 2148935,213 \text{ kJ (Endotermis)}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2



$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \left| n \times \text{C}_4\text{H}_9\text{OH} + n \times \text{CO}_2 + n \times \text{H}_2\text{O} \right| - \left| n \times \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \right| \\
 &= \left| 27,451 \times -20419,6 + 54,90205 \times -393,513 \right. \\
 &\quad \left. + 27,451 \times -285,84 \right| - \left| 27,451 \times \right. \\
 &\quad \left. -189721,8 \right| \\
 &= -589989,1604 - -5208058,201 \\
 &= 4618069,041 \text{ kJ (Endotermis)}
 \end{aligned}$$

Panas Reaktan dan Produk Hasil Reaksi

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Reaksi 1				
H ₂ O	226	4,179	5	4722
Aseton	730	2,900	5	10.585
CO ₂	1.734	0,846	5	7.334
H ₂	101	14,320	5	7.232
Reaksi 2				
Butanol	2.035	3,404	5	34.636
CO ₂	2.525	0,846	5	10.679
H ₂ O	494,118	4,179	5	10.324
Reaksi 3				
Etanol	661	3,402	5	11.244
CO ₂	68	0,846	5	288

Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 30^\circ\text{C} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \sum Q \text{ produk} - \sum Q \text{ reaktan} \\
 &= 2.148.935 + 25.150 - 89.087 \\
 &= 2.084.999 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang dilepaskan oleh reaksi} = 2.084.999 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 2

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 30^\circ\text{C} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \sum Q \text{ produk} - \sum Q \text{ reaktan} \\
 &= 4.618.069 + 55.639 - 89.087 \\
 &= 4.584.621 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 30^\circ\text{C} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \sum Q \text{ produk} - \sum Q \text{ reaktan} \\
 &= 46.534,519 + 11.532 - 89.087 \\
 &= - 31.020 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang dilepaskan oleh reaksi} = 4.584.621 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas total yang dilepaskan oleh reaksi} = 6.669.620 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung panas yang disuplay (Q Steam)

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{out} \\
 Q_{Steam} &= Q_{out} + \Delta H_r - Q_{in} \\
 &= | 31.411.846 + 6.669.620 | - 31.429.048 \\
 &= 6.652.418 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B3.10.1 Neraca Panas Reaktor Fermentor (R-220)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)	Komponen	Jumlah Q (Kj/jam)
Q28		Q35	
Glukosa	68.136	Enzim Selulase	306
Xylosa	20.951	Asam Sitrat	3.731
Enzim Selulase	306	Sodium Sitrat	4.481
Asam Sitrat	3.731	Air	2.392.685
Sodium Sitrat	4.481	Tryptone bacto	5.147
Air	2.398.405	Yeast Extract	1.716
Q29		CH3COONH4	2.279
Tryptone bacto	5.147	MgSO4-7H2O	157
Yeast Extract	1.716	FeSO4-7H2O	5
CH3COONH4	2.279	KH2PO4	154
MgSO4-7H2O	157	Air	847.707
FeSO4-7H2O	5	Oleil Alkohol	13.130.098
KH2PO4	154	Tributylin	10.796.355
Air	847.705	Media Prekultur	4.149.423
Q33		Aseton	10.585
Oleil Alkohol	13.130.098	Butanol	34.636
Tributylin	10.796.355	Etanol	11244
Q31		Q34	
Media Prekultur	4.149.423	CO2	17.510
Q		H2	3.626
Q Steam	6.652.418	ΔHr	
		ΔHr 1	2.084.999
		ΔHr 2	4.584.621
Total	38.081.465	Total	38.081.465

B3.11 Kolom Distilasi I (D-310)



Gambar B3.11.1 Blok Diagram Kolom Distilasi I (D-310)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 5 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q37
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	700,504	2,900	5	10.157
Butanol	2.024,524	3,404	5	34.458
Etanol	657,541	3,402	5	11185
Oleil Alkohol	821.180,630	3,198	5	13.130.092
Tributyrin	821.180,630	2,629	5	10.796.350
Total Panas				23.982.242

Output

Menghitung penyerapan panas kondensor

Entalphy masuk kondensor

$T_{in} = 122 \text{ }^\circ\text{C}$

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

$\Delta T = 97 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q38
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	636689,208	2,900	96,844	178.812.636

Butanol	1.840.092,7	3,404	96,844	606.609.018
Etanol	597640	3,402	96,844	196.910.574
Total Panas				982.332.228

Neraca panas yang dibawa distilat (Q41)

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 85 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 60 \text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q40
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	636.718,396	2,900	60	110.789.001
Butanol	1.840.102,84	3,404	60	375.828.573
Etanol	597.643,513	3,402	60	121997230
Total Panas				608.614.804

Panas laju aliran bawah

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 132,5 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 108 \text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q39
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Oleil Alkohol	821.180,630	3,198	107,5	282.296.972
Tributytrin	821.180,630	2,629	107,5	232.121.524
Total Panas				514.418.496

Neraca panas produk keluar reboiler

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 142,5 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 118 \text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q43
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Oleil Alkohol	821.180,630	3,198	117,5	308.557.155
Tributytrin	821.180,630	2,629	117,5	253.714.224
Total Panas				562.271.380

Neraca panas kondensor

ΔH_v berdasarkan buku Yaws dengan rumus $H_{vap} = A(1-T/T_c)^n$

Komponen	ΔH_v (kJ/kg)
----------	----------------------

Aseton	42,2381
Butanol	48,4951
Etanol	42,2785

Komponen	Massa	ΔH_v	Q38
	(Kg/jam)		
Aseton	636.689,21	42,238	26.892.542
Butanol	1.840.092,67	48,495	89.235.478
Etanol	597.640,21	42,279	25.267.332
Total Panas			141.395.352

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + Q_{\text{refluks}} &= \Delta H_{out} + \Delta H_{\text{distilat}} + Q_{\text{serap kondenser}} \\ Q_{\text{serap kondenser}} &= 23.982.242 + 608.614.804 - \\ &= 514.418.496 + 982.332.228 \\ &= - 864.153.678 \end{aligned}$$

Neraca kolom distilasi overall

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{feed}} + Q_{\text{Reboiler}} &= \Delta H_{\text{distilat}} + \Delta H_{\text{bottom}} + \Delta H_{\text{kondens}} \\ Q_{\text{reboiler}} &= 982.332.228 + 514.418.496 + \text{###} \\ &= - 23.982.242 \\ &= 608.614.804 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin

$$\text{Panas yang diserap pendingin, } Q_p = 864.153.678,1 \text{ kJ/jam}$$

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30°C keluar pada suhu 45°C

Massa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} M_p &= \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{864.153.678}{0,999 \times 15} \\ &= 57.685.236,01 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{w-in} &= m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 1.205.206.330 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

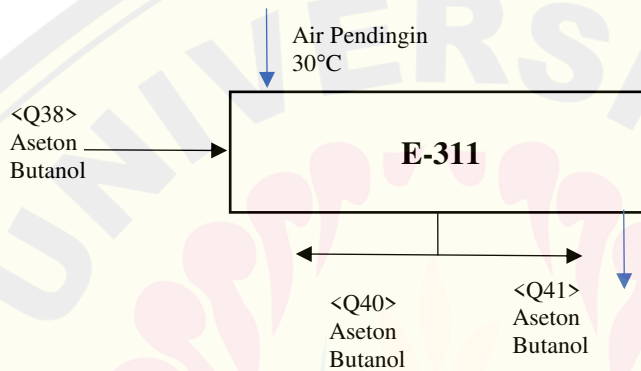
Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{w-out} &= m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 4.820.825.319 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B3.11.1 Neraca Panas Kolom Distilasi I (D-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Overall			
Q _{in}	23.982.242	Q _{distilat}	982.332.228
Q _{reboiler}	608.614.804	Q _{bottom}	514.418.496
		Q _{lepas kondensor}	- 864.153.678
Total	632.597.046	Total	632.597.046

B3.12 Kondensor (E-311)



Gambar B3.12.1 Blok Diagram Kondensor (E-311)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T && - && T_{ref} \\ &= 122 && ^\circ\text{C} && - && 25 && ^\circ\text{C} \\ &= 97 && ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

ΔH_v berdasarkan buku Coulson (1993) Appendix D

Komponen	ΔH_v (kJ/kg)
Aseton	29,14
Butanol	43,124
Etanol	42,2785

Komponen	Massa	C _p	ΔT (°C)	Q ₃₈
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	636.689	2,900	97	179.100.616
Etanol	597640,2091	2,900	97	168.116.191
Butanol	1.840.093	3,404	97	607.586.167
Total Panas				954.802.973

Output

Neraca panas yang dibawa distilat (Q41)

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

$$= 85 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q41
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	75.141,853	2,900	60	13.074.682
Etanol	70.533,303	3,402	60	14.397.994
Butanol	217.167,14	3,404	60	44.354.921
Total Panas				71.827.597

Neraca panas yang dibawa refluks (Q40)

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

$$= 90 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q40
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	561547,3548	2,900	65	105.851.676
Etanol	527106,9061	3,402	65	116.565.109
Butanol	1.622.925,53	3,404	65	359.094.205
Total Panas				581.510.990

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$Q \text{ lepas} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 653.338.587 - 954.802.973$$

$$= - 301.464.386$$

Panas yang dilepaskan diserap air pendingin = 301.464.385,80

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30°C keluar pada suhu 45°C .

Massa air yang dibutuhkan

$$M_p = \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T}$$

$$= \frac{301.464.386}{4,179 \times 15}$$

$$= 4.809.194,96 \text{ kg/jam}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

$$Q_w - in = m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$Q_w - in = 6.298.436.326 \text{ kJ/jam}$$

Panas sensibel yang dibawa oleh pendingin masuk

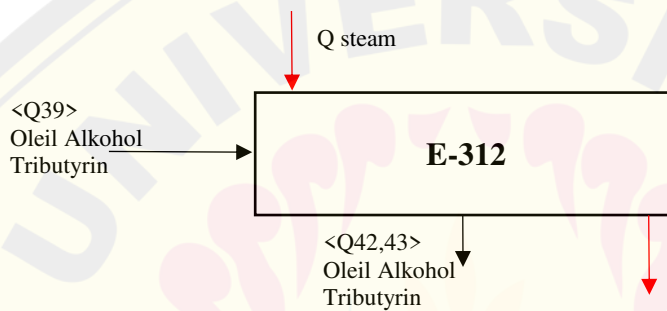
$$Q_w - out = m \times C_p \text{ air} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$Q_{w-out} = 401.910.270 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B3.12.1 Neraca Panas Kondensor (E-311)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q _{vap}	954.802.973	Q ₄₁	71.827.597
		Q ₄₀	581.510.990
		Q	
Q _{lepas}			301.464.386
Total	954.802.973	Total	954.802.973

B3.13 Reboiler (E-312)



Gambar B3.13.1 Blok Diagram Reboiler (E-312)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 123 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 98 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	C _p	ΔT (°C)	Q ₃₉
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Oleil Alkohol	821.180,630	3,198	98	257.361.294
Tributyrin	821.180,630	2,629	98	211.570.620
Total Panas				468.931.914

Output

Neraca panas yang dibawa produk bawah, Q₄₃

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 133 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 108 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT (°C)	Q43
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Oleil Alkohol	821.180,630	3,198	108	283.622.651
Tributyryn	821.180,630	2,629	108	233.159.459
Total Panas		5,827		516.782.109

Nilai dari Σ Panas Keluar – Σ Panas Masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai positif, maka reaksi yang terjadi adalah endoterm. Dimana reaksi endoterm menyerap panas sehingga memerlukan steam.

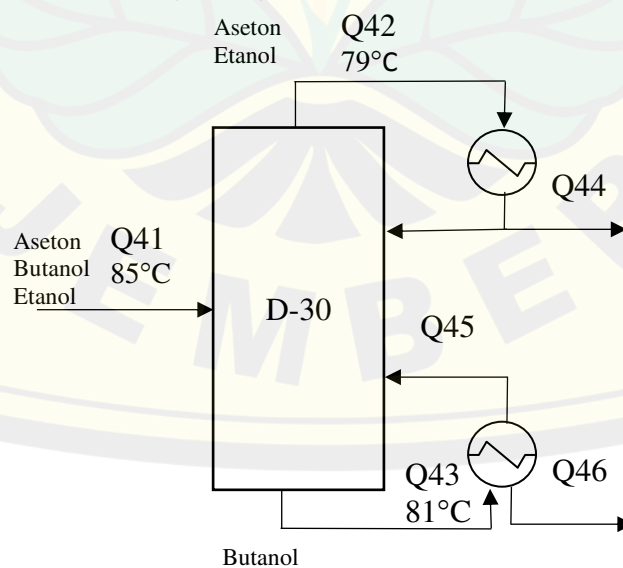
Menghitung panas yang disuplay (Q Steam)

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Steam} &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 516.782.109 - 468.931.914 \\
 &= 47.850.195 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B3.13.1 Neraca Panas Reboiler (E-312)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q39	468.931.914	Q43	516.782.109
Q			
Q steam	47.850.195		
Total	516.782.109	Total	516.782.109

B3.14 Kolom Distilasi II (D-320)



Gambar B3.14.1 Blok Diagram Kolom Distilasi II (D-320)

Input

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 85\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 60\text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	C _p	ΔT (°C)	Q41
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	700,504	2,900	60	121.888
Butanol	2.024,524	3,404	60	413.495
Etanol	657,541	3,402	60	134224
Total Panas				669.607

Output**Neraca panas yang dibawa produk bawah, Q43**

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 81\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 56\text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

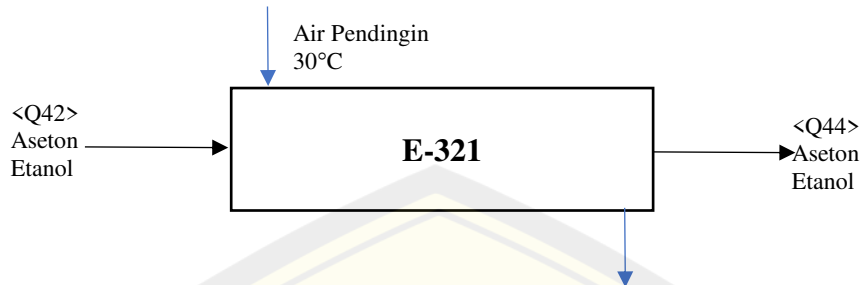
Komponen	Massa	C _p	ΔT (°C)	Q43
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	700,504	2,900	56	2.031
Butanol	2.024,524	3,404	56	6.892
Etanol	657,541	3,402	56	2237
Total Panas				11.160

$$\begin{aligned}Q_{42} &= Q_{41} - Q_{43} \\ &= 669.607 - 11.160 \\ &= 658.447\end{aligned}$$

Tabel B3.14.1 Neraca Panas Kolom Distilasi II (D-320)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q41	669.607	Q42	658.447
		Q43	11.160
Total	669.607	Total	669.607

B3.15 Kondensor (E-321)



Gambar B3.15.1 Blok Diagram Kondensor (E-321)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T && - && T_{ref} \\ &= 79 && ^\circ\text{C} && - 25 && ^\circ\text{C} \\ &= 54 && ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

ΔH_v berdasarkan buku Coulson (1993) Appendix D

Komponen	ΔH_v (kJ/kg)
Aseton	29,14
Butanol	43,124
Etanol	42,2785

Komponen	Massa	ΔH_v	Q42
	(Kg/jam)		
Aseton	686,494	29,140	20.004
Etanol	654,254	42,279	27.661
Butanol	0	43,124	0
Total Panas			47.665

Komponen	Massa	C_p	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q42
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	686,494	2,900	59	117.459
Etanol	654,254	3,402	59	131.320
Butanol	0	3,404	59	0
Total Panas				248.780

Output

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

$$= 65 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q44
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	686,494	2,900	40	79.633
Etanol	654,254	3,402	40	89.031
Butanol	0	3,404	40	0
Total Panas				168.664

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$Q \text{ lepas} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 168.664 - 296.445$$

$$= - 127.780,77$$

Q yang diserap pendingin = 127.780,77

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 $^\circ\text{C}$ keluar pada suhu 45 $^\circ\text{C}$.

Massa air yang dibutuhkan

$$M_p = \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T}$$

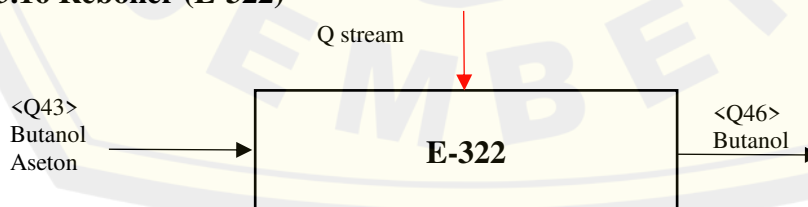
$$= \frac{127.781}{4,179 \times 15}$$

$$= 2.038,46 \text{ kg/jam}$$

Tabel B3.15.1 Neraca Panas Kondensor (E-311)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q42	248.780	Q44	168.664
Qvap	47.665	Q	
		Q lepas	127.781
Total	296.445	Total	296.445

B3.16 Reboiler (E-322)



Gambar B3.16.1 Blok Diagram Reboiler (E-322)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 81 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 56 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q43
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	14,010	2,900	56	2.275
Etanol	3,288	3,402	56	
Butanol	2.024,524	3,404	56	385.929
Total Panas				388.204

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 91 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 66 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q46
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Butanol	2.041,822	3,404	66	458.731
Total Panas				458.731

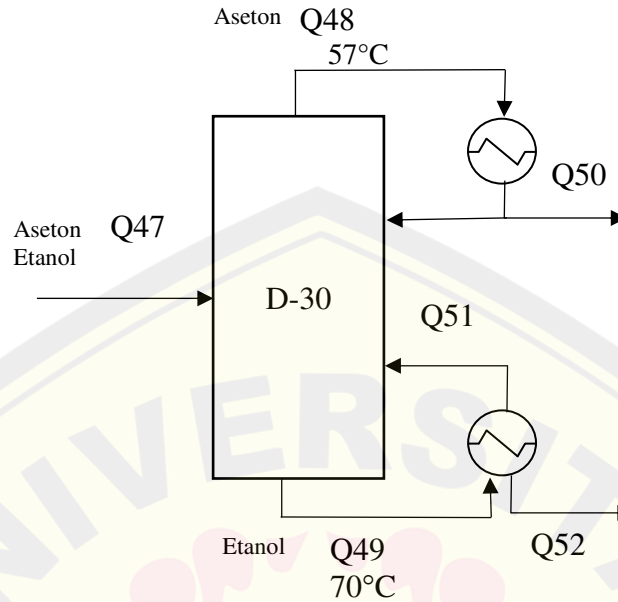
Menghitung panas yang dibutuhkan (Q stream)

$$\begin{aligned} Q \text{ stream} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 458.731 - 388.204 \\ &= 70.526,91 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Tabel B3.16.1 Neraca Panas Reboiler (E-322)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q43	388.204	Q46	458.731
Q			
Q stream	70.526,91		
Total	458.731	Total	458.731

B3.14 Kolom Distilasi III (D-330)



Gambar B3.14.1 Blok Diagram Kolom Distilasi III (D-330)

Input

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 65\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 40\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q47
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	686,494	2,900	60	119.450
Etanol	657,541	3,402	60	134224
Total Panas				253.674

Output

Neraca panas yang dibawa produk bawah, Q43

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 70\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 45\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

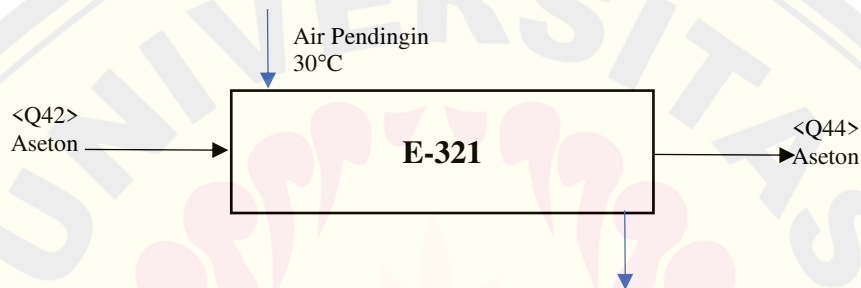
Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Q49
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	686,494	2,900	56	1.991
Etanol	657,541	3,402	56	2237
Total Panas				4.228

$$\begin{aligned}
 Q_{48} &= Q_{47} - Q_{49} \\
 &= 253.674 - 4.228 \\
 &= 249.446
 \end{aligned}$$

Tabel B3.14.1 Neraca Panas Kolom Distilasi III (D-330)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q47	253.674	Q48	249.446
		Q49	4.228
Total	253.674	Total	253.674

B3.15 Kondensor (E-321)



Gambar B3.15.1 Blok Diagram Kondensor (E-321)

Input

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= T - T_{ref} \\
 &= 57 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 32 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

ΔH_v berdasarkan buku Coulson (1993) Appendix D

Komponen	ΔH_v (kJ/kg)
Aseton	29,14
Butanol	43,124
Etanol	42,2785

Komponen	Massa	ΔH_v	Q48
	(Kg/jam)		
Aseton	686,425	29,140	20.002
Etanol	0,007	42,279	0,2780
Total Panas			20.003

Output

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q50
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	686,425	2,900	25	49.766
Etanol	0,007	42,279	25	7
Total Panas				49.773

Menghitung panas yang dilepas (Q lepas)

$$\begin{aligned} Q \text{ lepas} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= 20.003 - 49.773 \\ &= - 29.770,08 \end{aligned}$$

Q yang diserap pendingin = 29.770,08

Massa pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 $^\circ\text{C}$ keluar pada suhu 45 $^\circ\text{C}$.

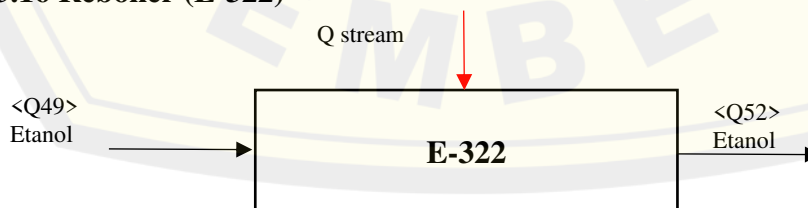
Massa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} M_p &= \frac{Q_p}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{29.770}{4,179 \times 15} \\ &= 474,92 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B3.15.1 Neraca Panas Kondensor (E-311)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q48	20.003	Q50	49.773
		Q	
		Q lepas	- 29.770
Total	20.003	Total	20.003

B3.16 Reboiler (E-322)



Gambar B3.16.1 Blok Diagram Reboiler (E-322)

Input

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 70 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 45 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q49
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Aseton	0,069	2,900	45	9
Etanol	657,535	3,402	45	100.667
Total Panas				100.676

Output

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 55 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	Q52
	(Kg/jam)	(kJ/Kg)		
Etanol	657,603	3,402	55	123.050
Total Panas				123.050

Menghitung panas yang dibutuhkan (Q stream)

$$\begin{aligned}\text{Q stream} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 123.050 - 100.676 \\ &= 22.374,36 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel B3.16.1 Neraca Panas Reboiler (E-322)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)	Komponen	Jumlah Q (kJ/jam)
Q49	100.676	Q52	123.050
Q			
Q stream	22.374,36		
Total	123.050	Total	123.050

APPENDIX C
SPESIFIKASI ALAT

Tangki Penyimpanan (F-110)

Fungsi : Menyimpan kulit kakao sementara

Bentuk : Bangunan kubus dengan tutup prisma segi empat

Dasar Pemilihan : Sesuai dengan kebutuhan tempat penyimpanan karakteristik bahan baku

Kebutuhan kulit kakao/jam : 210282,63 kg

Gudang penyimpanan didesain untuk menyimpan persediaan bahan baku untuk

kebutuhan 2 minggu produksi x 2 minggu

kebutuhan kulit kakao = $210282,63 \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}$
 $\frac{1 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \frac{1 \text{ hari}}{1 \text{ minggu}}$

= 70654962 kg kulit kakao = 53425,30208 m³

(ρ) kulit kakao = 1322,5 kg/m³

volume kulit kakao = $\frac{\text{massa} = 70654962}{\text{densitas} (\rho) = 1322,5} = 53425,3021$

Untuk faktor keamanan, bahan baku hanya diisi 80% dari volume gudang

Volume gudang = $\frac{100\% \times 53425,30208}{80\%}$

= 66781,628 m³

volume gudang (μm) = panjang x lebar x tinggi

Asumsi :

Panjang dan lebar = 4x

Tinggi = 2x

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

66781,6276 = 32 x³

x = 12,779161

Panjang = 51,116644 m

Lebar = 51,116644 m

Tinggi = 25,558322 m

Hammer Mill (C-120)

Fungsi : Menghancurkan dan menghaluskan kulit kakao menjadi bubuk 80 mesh

Jenis : Hammer roll mil

Kondisi Operasi

P : 1 atm

T : 30 °C

Bahan Konstruksi : Commercial Steel C

Dimensi Hammer Mill

Panjang = 0,762 m

Tinggi = 0,762 m

Daya motor = 1,14 Hp

kecepatan = 1200 rpm

Ukuran beban = 0,0635 m

Ukuran screen = 80 mesh

Storage (F-130)

Fungsi : Menyimpan bubuk kakao hasil dari *hammer mill*

Bahan : Carbon Steel Grad C

Kodisi Operasi

P : 1 atm

T : 30 C

batch cycle time : 2 jam

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m ³)	Volume (m ³)
Bubuk Kakao	210282,625	1322,5	159,00388

Densitas campuran = 1322,5 kg/m³ = 82,524 lb/ft³

Volume larutan = 159,004 m³

Jumlah tangki : 5

kapasitas silo selama 7 hari :

Q = 210.283 x 24 x 7

Q = 2.523.392 kg/jam

5.551.461 lb/jam

volume silo = 5.551.461

82,524

volume silo = 33.635 ft³/jam

over design factor = 10%

Volume desain = 1,1 x 33.635

Volume desain = 36.999 ft³/jam

Dimensi Silo

V total = V shell + V konis terpancung

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

h = 0,5 (D+d) (Hesse, pers 4-17, hal 92)

V konis = $\frac{\pi h}{12} (D^2 + D.d + d^2)$

= 0,261666667 h (D² + D.d + d²)

= 0,261666667 0,5 (D+d) (D² + D.d + d²)

= 0,1308 (D³ - d³)

Diameter efektif keluaran silo (deff) dihitung dengan pers. berikut

$$G = \frac{\pi}{4} \rho_s d_{eff}^{2.5} g^{0.5} \left(\frac{1 - \cos \beta}{2 \sin^3 \beta} \right)^{0.5}$$

sin 45 = 0,850903525
 cos 45 = 0,525321989
 2sin³ 45 = 1,232170944

(Coulson,2002)

G = 105141,3125 kg/jam

29,20592014 kg/s

densitas campuran = 1322,5 kg/m³

β sudut antara dinding silo dengan horizontal (45°)

sehingga,

$$29,2059 = 0,785 \times (1322,5) \text{ deff}^{2,5} (10^{0,5}) (1 - \cos 45 / 2 \sin^3 45)^{0,5}$$

$$\text{deff}^{2,5} = 98,66736209 \text{ m}$$

$$\text{deff} = 6,27580451 \text{ m}$$

$$\text{deff} = d = 20,58463879 \text{ ft}$$

$$V_{\text{tot}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis}}$$

$$V_{\text{tot}} = 1,57 D^3 + 0,1308 (D^3 - 15,600^3)$$

$$18.499 = 1,57 D^3 + 0,1308 (D^3 - 8722,274533)$$

$$D^3 = 27.220$$

$$D = 30,081284 \text{ ft}$$

$$= 9,145 \text{ m}$$

$$= 360,027 \text{ in}$$

(Tabel 4.27 Ulrich, 1984) digunakan perbandingan $H/D = 2$

$$H = 2 \times 30,081284$$

$$= 60,162569 \text{ ft}$$

$$= 18,289 \text{ m}$$

$$= 720,055 \text{ in}$$

untuk h konis diperoleh:

$$h = 0,5 (D - d)$$

$$= 0,5 \times (30,081 - 20,5846)$$

$$= 4,7483228 \text{ ft}$$

$$= 1,4434901 \text{ m}$$

$$V_{\text{konis}} = 0,130 (D^3 - d^3)$$

$$= 0,1308 \times (30,081^3 - 20,5864^3)$$

$$= 2.419,511 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{shell}} = V_{\text{total}} - V_{\text{konis}}$$

$$= 18.499 - 2.419,511$$

$$= 16.080,0 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi Silo}$$

$$H_t = H + h$$

$$= 60,162569 + 4,748322804$$

$$= 64,910892 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan desain

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan over desain yang digunakan 5-10% dari kerja normal/absolut
(Rules of thumb, Walas, 1988)

Tekanan over desain dipilih 5% dari tekanan total silo

$$P_d = P_{\text{operasi}} \times 1,05$$

$$= 14,696 \times 1,05$$

$$= 15,4308 \text{ psi}$$

Menentukan dimensi Silo

a. Menentukan tebal silinder (ts)

Material yang digunakan adalah low alloy steel SA 203 grade C

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Menurut Brownell and Young Tabel 13.1 diperoleh

f (allowable stress) :	18.750 psia	
E :	Single welded butt joint =	80%
r :	0,5D	in
C :	faktor korosi =	0,125

$$ts = \frac{15,4308 \times 180,014}{18.750 \times 0,8 \times (0,6 \times 15,4308)}$$

$$ts = 0,185297989 \text{ in}$$

$$\text{Standard } ts = 1/5 \text{ in}$$

b. Menentukan tebal conical

Berdasarkan persamaan Brownell and Young hal 118

$$tc = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

$$tc = \frac{15,4308 \times 360,027}{2 \cos 45 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,4308)}$$

$$tc = 0,352732215 \text{ in}$$

$$\text{Standard } tc = 3/8 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat Silo			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Kode alat		Silo (F-130)	
Fungsi	:	Untuk menyimpan bubuk kakao dari hammer mill	
Tipe	:	Silinder tegak dengan conical bottom head	
Kapasitas	:	210282,63	kg/jam
Dimensi			
Diameter Shell (D)	:	9,145	m
Diameter konis bawah (h) :	:	1,443	m
Tebal shell (ts):	:	1/5	in
Tebal konikal (tc)	:	3/8	in
Tinggi storage :	:	64,910892	ft
Tekanan	:	15,4308	psia
Bahan	:	Low Alloy Stell Sa-203 Grade C	
Jumlah	:	1	

Pneumatic Conveyor (J-131)

Fungsi : Menyalurkan bahan dari *storage* ke reaktor (R-140)

Tipe : *Pressure system*

Dasar pemilihan: : Cocok untuk memindahkan material dalam bentuk bubuk dengan jarak yang cukup jauh

Bubuk kakao yang dipindahkan =	=	210282,625 kg/jam
	=	3504,71042 kg/menit
Densitas bubuk kakao	=	1322,5 kg/m ³

Desain Pipa

<i>Fitting pipe</i>	=	long-radius 90 elbow pipe
<i>Equivalent length</i> (jumlah panjang pipa vertikal dan horizontal dan <i>fitting pipe</i>)	=	25 ft
	=	7,62 m
		(Perry's 7th, tab.21-25)

Data yang diperoleh dari nomograph : (Perry's 7 th ed, hal.21-22)

Pipa diameter	=	4 in	=	0,102 m
Air volume	=	750 ft ³ /min	=	21,24 m ³ /menit
Solid ratio	=	1		
Design factor	=	120		
Sistem Pressure Loss	=	5,40 lbf/in ²	=	37,23 kPa

Desain Blower

Air velocity	=	8500 ft/min	=	43,18 m/s
		(Perry 7th ed Tabel 21-13 Hal 21-27)		

Daya blower	=	25 hp	=	18642 watt
		(Perry 7th ed Hal 20-24)		

Desain Cyclone

Massa rate bubuk kakao :	210282,63 kg/jam		
Densitas bubuk ρ_p :	1322,5 kg/m ³	=	82,56 lb/ft ³
Flowrate bubuk:	5,56514 ft ³ /jam		
Suhu udara masuk:	30 °C	=	86 °F
Densitas udara ρ_g :	0,071 lb/ft ³	=	(Geankoplis tabel A.3-3)
Viskositas udara:	0,019 cp	=	0,045 lb/ft.jam

Menentukan Dimensi Cyclone

$$D_p, th = \left[\frac{9 \cdot \mu_g \cdot Bc}{\pi \cdot N_s \cdot V_{in} (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0,5}$$

(Perry's Hal. 17-28)

dimana,

D_p, th	=	Ukuran partikel pada saat bagian partikel terurai (m)
μ_g	=	Viskositas gas/udara
Bc	=	Lebar inlet cyclone rectangular

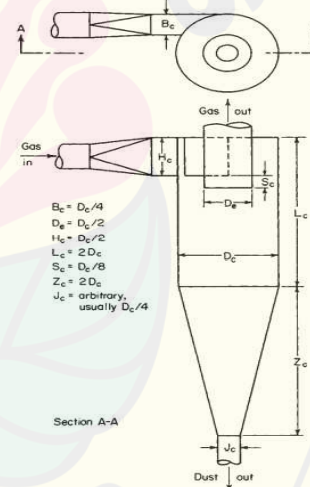
$$\begin{aligned}
 N_s &= \text{Jumlah putaran oleh aliran gas dalam cyclone} = 4 \\
 V_{in} &= \text{Kecepatan gas/udara masuk pada cyclone} \\
 &= 20 \text{ m/s} = 236160 \text{ ft/jam} \\
 \rho_p &= \text{Densitas partikel solid} \\
 \rho_g &= \text{Densitas gas/udara}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perry's Fig. 17-39, untuk efisiensi} &= 99,90\% \\
 d_{pi}/D_{p,th} &= 10
 \end{aligned}$$

Asumsi diameter partikel bubuk kakao yang diinginkan (dpi)

$$\begin{aligned}
 d_{pi} &= 0,08 \text{ mm} \\
 &= 0,00008 \text{ m} = 0,0002625 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{p,th} &= \frac{d_{pi}}{10} = 0,00026 \text{ ft} \\
 0,00026248 &= \left[\frac{9 \times 0,04524 \times B_c}{\pi \times 4 \times 236160 \times (82,56 - 0,071)} \right]^{0,5} \\
 6,89 \times 10^{-8} &= \left(\frac{9 \times 0,04524 \times B_c}{24467636,41} \right) \\
 1,69 \times 10^0 &= 0,40716 \text{ Bc} \\
 B_c &= 4,1402 \text{ ft} \\
 &= 1,2619 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Dimensi Cyclone dari Perry's hal 17-27

$$\begin{aligned}
 B_c &= \frac{D_c}{4} \\
 D_c &= 4 B_c = 5,0475 \text{ m} \\
 D_e &= \frac{D_c}{2} = 2,5237 \text{ m} \\
 H_c &= \frac{D_c}{2} = 2,5237 \text{ m} \\
 L_c &= 2D_c = 10,095 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Sc = \frac{Dc}{8} = 0,6309 \text{ m}$$

$$Zc = 2Dc = 10,095 \text{ m}$$

$$Jc = \frac{Dc}{4} = 1,2619 \text{ m}$$

Tabel Spesifikasi *Pneumatic Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama dan Nomor Alat	Pneumatic Conveyor (J-131)			
Fungsi	Menyalurkan bubuk kakao dari storage ke reaktor (R-140)			
Type	<i>Pressure system</i>			
Kapasitas	210282,63	kg/jam		
Jumlah	1	buah		
<i>Fitting tipe</i>	long-radius 90 elbow pipe			
Panjang pipa	7,62	m =	25	ft
Diameter pipa	0,102	m =	4 in	
Volume udara	750	ft ³ /min		
Blower				
Fungsi	Menarik dan menghembuskan udara pendorong bubuk kakao			
Kecepatan udara masuk	43,18	m/s =	8500	ft/min
Daya	25	hp		
Cylone				
Fungsi	Untuk menangkap padatan bubuk kakao dari pipa conveyor			
Kecepatan udara masuk	20	m/s =	236160	ft/jam

Reaktor Ekstraksi Pektin (R-140)

Fungsi : Untuk ekstraksi pektin dari bubuk kakao

Tipe : Tangki batch berpengaduk

Kondisi Operasi :

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

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{batch cycle time} = 1,1 \text{ jam}$$

Komponen	Massa (kg)	ρ	v
Pektin	26642,8	1500,4	17,76
Lignin	58774	1060	55,45
Selulosa	76185,4	1500	50,79
Hemiselulosa	23425,5	1110	21,10
H ₂ O	25254,9	997	25,33

Asam sitrat 7%	42322	1660	25,50
H ₂ O	562280	997	112,79
Total	814884,6	8824,4	308,72

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= \frac{814884,6}{308,72} \\ &= 2639,566702 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 2$$

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = \frac{308,72 \times 1,10}{2} = 169,80 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 80\% \text{ volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = 212,24 \text{ m}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder/diameter bejana (Hs/D) 1,5

$$\text{Volume silinde} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$$

$$= 1,178 \times D^3$$

$$\text{Volume konis} = \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 160^\circ)}$$

$$= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80^\circ}$$

$$= 0,0231 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$\text{Volume total} = \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas}$$

$$212,244 = 1,178 \times D^3 + 0,0231 \times D^3 + 0,0847 \times D^3$$

$$212,244 = 1,285 \times D^3$$

$$D^3 = 165,13216$$

$$D = 5,486 \text{ m}$$

$$= 216,00 \text{ in}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 216 \text{ in} = 5,486 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 91)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 216 \\ &= 324 \text{ in} \\ &= 8,229595556 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)} \\ &= \frac{216}{2 \times \tan 80} \\ &= 12,00 \text{ in} \\ &= 0,305 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Bagian Dishead Head (Tutup Atas)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dishead head (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\ &= 0,169 \times 216 \\ &= 36,504 \text{ in} \\ &= 0,93 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup atas (Hd)} \\ \text{(H)} &= 8,230 + 0,305 + 0,93 \\ &= 9,461 \text{ m} \\ &= 372,50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam konis} &= \text{Volume konis} \\ &= 0,0231 \times D^3 \\ &= 0,0231 \times 165,132 \\ &= 3,81 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam silinder} &= \text{volume larutan} - \text{volume bahan dalam konis} \\ &= 169,8 - 3,815 \\ &= 165,98 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{volume bahan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\ &= \frac{165,98}{23,62784426} \\ &= 7,02 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam tangki (Ht)} &= \text{tinggi bahan dalam silinder} + \text{tinggi konis} \\ &= 7,02 + 0,305 \end{aligned}$$

$$= 7,33 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P \text{ Bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\ &= 2639,5667 \times 9,8 \times 7,329 \\ &= 189597 \text{ N/m}^2 \\ &= 27,58 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ &= 2,1 \text{ psig} \end{aligned}$$

Asumsi: tekanan desain dlebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} Pd &= 1,1 \times (P \text{ Bahan} + P \text{ Operasi}) \\ &= 1,1 \times (27,58 + 14,7) \\ &= 1,1 \times 42,278 \\ Pd = Pi &= 46,506 \text{ psia} \\ &= 6,64 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

SA 285 grade A Carbon Steel

$$\begin{aligned} f \text{ (Allowable stress)} &= 11250 \text{ (Brownell Young, Tabel 13.1)} \\ E \text{ (allowable efficiency)} &= 80\% \text{ (double-welded butt joint)} \\ C \text{ (Corrosion Factor)} &= 1/8 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t \text{ silinder} &= \frac{Pi \times OD}{2 (f.E + 0,4 Pi)} + C \\ &= \frac{46,506 \times 216}{2(11250 \times 80\% + 0,4 \times 54,203)} + 1/8 \\ &= \frac{10045,234}{18037,205} + 1/8 \\ &= 0,682 \text{ in} = 0,017 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal plate standart (diambil)} = 7/8 \text{ in}$$

$$= 0,875 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 t \text{ silinder}$$

$$216 = \text{ID} - 1,75$$

$$\text{ID} = 214,25 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 5,44 \text{ m}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

Menentukan Tebal Tutup Atas (tha)

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih

$$\begin{aligned}
 OD &= &= & \text{in} \\
 r &= &180 & \text{in} \\
 icr &= &14\ 4/9 & \text{in} \\
 sf &= &2 & \text{in} \\
 \text{th} &= &= & \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{2 (\text{f.E} - 0,1 \text{Pi})} + \text{C} \\
 &= &= & \frac{0,885 \times 54,203 \times 180}{2(11250 \times 80\% - 0,1 \times 54,203)} + \text{C} \\
 &= &= & \frac{7408,36}{17990,70} + 1/8 \\
 &= &= & 0,5368 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal dish head standar (diambil)} = 5/8 \text{ in}$$

Dari Gambar 5.8, Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID = 107,125 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 \times ID - icr = 92,6875 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 165,5625 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 137,1858912 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 42,81 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 45,44 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank ketebalan diameter} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
 &= 235 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tutup Bawah (thb)

Tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 \text{thb} &= \frac{\text{Pi} \times OD}{2 (\text{f.E} - 0,6 \text{Pi}) \cos (0,5 \alpha)} + \text{C} \\
 &= \frac{54,203 \times 240}{2(11250 \times 80\% - 0,6 \times 54,203) \cos 80^\circ} + \text{C} \\
 &= \frac{10045,234}{18003,08} + 1/8 \\
 &= 0,683 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal standart tutup bawah} &= 3/4 \text{ in} \\
 &= 0,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle Inlet Air

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir air} &= 562.280 \text{ kg/jam} \\
 &= 562 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 331 \text{ ft}^3/\text{min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air} &= 997 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi aliran} &= \text{Turbulen} \\ \text{Viskositas air} &= 1,13 \text{ cp} = 2,7346 \text{ lb/cu.ft} \end{aligned}$$

Dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan:

$$\begin{aligned} \rho &= 0,23 \\ &= 3,5 \text{ in} \quad (\text{sch Number} = 40) \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle (pipa 3 1/2 in sch) (Geankoplis 3rd. Ed.App. A.5)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4 \text{ in} \\ \text{ID} &= 3,548 \text{ in} \\ &= 0,2956667 \text{ ft} \\ \text{A} &= 9,892 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{380 \cdot \rho \cdot q_{fm}}{D_i \cdot \mu_c} \\ &= \frac{380 \times 62 \times 331}{3,55 \times 2,7346} \\ &= 806.775 \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal benar yaitu termasuk aliran turbulen

Nozzle Inlet Asam Sitrat

$$\begin{aligned} \text{Laju alir asam sitrat} &= 42.322 \text{ kg/jam} \\ &= 42 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 25 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas pelarut} &= 1.660 \text{ kg/m}^3 \\ &= 104 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi aliran} &= \text{Turbulen} \\ \text{Viskositas asam sitrat} &= 4,74 \text{ cp} = 11,4708 \text{ lb/cu.ft} \end{aligned}$$

Dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan:

$$\begin{aligned} \rho &= 1 \\ \text{Diameter nozzle} &= 2,5 \text{ in} \quad (\text{sch Number} = 80) \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle (pipa 2 1/2 in sch) (Geankoplis 3rd. Ed, Ap. A.5)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,875 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,323 \text{ in} \\ &= 0,1935833 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,02942 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{380 \cdot \rho \cdot q_{fm}}{D_i \cdot \mu} \\ &= \frac{380 \times 104 \times 25}{2,32 \times 11,4708} \\ &= 36.814 \end{aligned}$$

Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed. Hal 144*)

$$Dt = 0,75$$

$$Da/Dt = 0,4 \quad Da = 0,3 \quad m$$

$$W/Da = 5 \quad W = 0,984 \quad ft$$

$$L/Da = 4 \quad L = 1,5 \quad m$$

$$C/Dt = 3 \quad C = 1,2 \quad m$$

$$Dt/J = 12 \quad J = 2,25 \quad m$$

$$J = 0,0625 \quad m$$

$$N = 60 \quad rpm$$

$$= 1 \quad rps$$

Dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$\rho \text{ larutan asam sitrat} = 1660 \quad kg/m^3$$

$$\text{Viskositas larutan asam siitrat} = 0,00474 \quad kg/m.s$$

$$Nre = 31.519 \quad (\text{Turbulen})$$

Dari gambar 3.4-4 geankoplis diperoleh :

$$Np = 5$$

$$P \text{ (daya)} = 20,16900 \quad \text{Joule/s}$$

$$0,02017 \quad kW$$

$$0,02705 \quad hp$$

Spesifikasi Alat Reaktor Ekstraksi Pektin I	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Reaktor Ekstraksi Pektin 1 (R-140)
Fungsi	: Untuk ekstraksi pektin dari bubuk kakao
Bentuk/Tipe	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dilengkapi pengaduk
Bahan	: Carbon Steel SA 285 grade A
Kapasitas	: 814.885 kg/jam

Jumlah	:	2	unit
Tinggi Tangki	:	9,461	m
OD	:	216	in
ID	:	214,25	in
Dimensi	:		
Tebal silinder (ts)	:	2/3	in
Tebal tutup atas (tha)	:	5/8	in
Teal tutup bawah (thb)	:	3/4	in
Jenis pengaduk:		flat six turbine with disk	
Jumlah baffle	:	4	
Daya	:	0,02705	hp

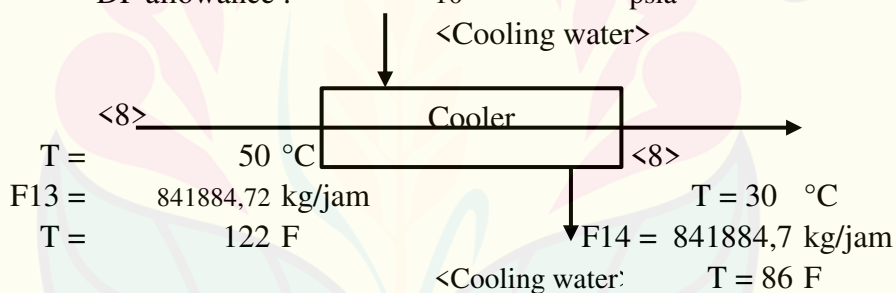
Heat Exchanger (E-141)

Fungsi : mendinginkan aliran sebelum masuk ke filter

Tipe : Shell Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell: *Carbon steel*
 Tube : *Carbon steel*
 Jumlah : 1 buah
 DP allowance : 10 psia



T cooling water = 30 °C = 86 F

T cooling water = 45 °C = 113 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	122	86
T keluar	°F	86	113
massa	kg	841884,72	1078,02
massa	lb	1856038,10	2376,64

Q = 72334152,58 kJ/jam
 68559548,37 Btu/jam

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

dimana : $DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{9 - 27}{\ln \frac{9}{27}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{-18}{-1,10}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 16,38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic*

(Kern hal. 240)

3. Trial Ud (Kern hal. 840)

Hot fluid : Slurry *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

Viskositas Slurry (T) = 50 C

Viskositas Slurry, pada suhu (T) = 323,15 K

Viskositas campuran = 5 cp

Viskositas campuran = 12,37041 lb/ft.h

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp

Viskositas cooling water = 2,01 lb/ft.h

T = 30 C

T = 303,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas Slurry, pada suhu (T) = 50 C

Densitas Slurry, pada suhu (T) = 323,15 K

Densitas campuran = 2825,00 kg/m³

Densitas campuran = 176,3588 lb/ft³

COLD FLUID

Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 30 C

T = 303,15 K

tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

$$U_d = 150$$

$$A = Q/U_d \times D_t = 27896,43 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis STHE

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell Pipe Heat Exchanger

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

Dengan trial

$$\text{Panjang} = 1 \text{ ft} = 12 \text{ in (ditentukan)}$$

$$\text{BWG} = 18 \text{ (ditentukan)}$$

$$\text{OD} = \frac{3}{4} \text{ in} \text{ triangular} \\ 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = \frac{15}{16} \text{ in} = 0,9375 \text{ in}$$

$$\text{Rd} = 0,001$$

$$\text{DP} = 10 \text{ psi}$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/ \text{ (Tabel 10, Kern hal. 843)}$$

$$N_t = A / 1 \times a'' = 142111,21$$

Menggunakan :

$$N_t \text{ standar} = 1377 \text{ (Tabel 9, Kern hal. 842)}$$

$$I_Ds = 39 \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern hal. 842)}$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$U_d \text{ koreksi} = 15480,52 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :

$$I_Ds = 39 \text{ in} \text{ (diameter dalam shell)}$$

$$B = 20 = 20 \text{ in (Baffle spacing)}$$

$$n' = 1 \text{ passes} \text{ (jumlah passes pada shell)} \\ \text{(Gambar 28, Kern, 838)}$$

$$d_e = 0,55 \text{ in} \text{ (diameter ekivalen)}$$

Bagian Tube : (Tabel 10, Kern, 843)

$$d_i = 0,652 \text{ in} \text{ (diameter dalam tube)}$$

$$d_o = 0,75 \text{ in} \text{ (diameter luar tube)}$$

$$l = 1 \text{ ft} \text{ (panjang tube) (Tabel 9, Kern)}$$

$$n = 1 \text{ passes} \text{ (jumlah passes pada tube)}$$

$$N_t = 1377 \text{ (Jumlah tube)}$$

$$P_t = 0,9375 \text{ in} \text{ (Pitch tube) (Tabel 10, Kern, 843)}$$

$$C' = 0,1875 \text{ in} \text{ (Jarak antara diameter luar tube)}$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2 \text{ (Luas permukaan panjang)}$$

$$a' = 0,334 \text{ in}^2 \text{ (Luas penampang aliran)}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell	Tube (Cooling Water)
4. Luas aliran	4. Luas aliran
$as = \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	$at = \frac{(Nt \times at')}{144n}$
$as = \frac{142,59375}{135}$	$at = \frac{459,918}{79,2}$
$as = 1,0563 \text{ ft}^2$	$at = 5,8070 \text{ ft}^2$
5. Reynold Number	5. Reynold Number
$Gs = \frac{M}{as}$	$Gt = \frac{m}{at}$
$Gs = \frac{1856038,10}{1,0563}$	$Gt = \frac{2376,64}{5,8070}$
$Gs = 1757195,8 \text{ lb/jam ft}^2$	$Gt = 409,27 \text{ lb/jam ft}^2$
$Nre = \frac{de \times Gs}{2,42\mu}$	$Nre = \frac{ID \times Gt}{2,42\mu}$
$Nre = 6507,9$	$Nre = 11,07$
6. jH	6. jH
$jH = 120,00$	Karena fluidanya air, jH tidak perlu
(Gambar 28, Kern hal. 838)	
7. Heat transfer coefficient	7. Heat transfer coefficient
$ho = \frac{jH \times (k/de) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3}}{\text{Hasil HEN}}$	$\rho = 62,95 \text{ lb/ft}^3$
	$Vt = 0,002 \text{ ft/s}$
	dianggap 1 ft/s
$Cp = 0,67 \text{ btu/lb}$	hi dari gambar 25, Kern, hal.835
$k = 0,29 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$	Pada $T = 86,00 \text{ }^\circ\text{F}$, $hi =$
$MW = 3,249$	Faktor koreksi = 0,98
$ho = 943,68$	$hi' = 330 \text{ btu/hr.ft}$
	$hi = 323,4 \text{ btu/hr.ft}^2$
	8. hio
	$hio = hi \times ID/OD = 281,14$
9. Evaluasi Uc	
$Uc = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)}$	
$Uc = 216,61 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$	
10. Evaluasi Ud	
$A = Nt \times l \times a'' \times 2$	
$A = 55792,86 \text{ ft}^2$	
$Ud = Q / A \cdot \Delta t$	
$Ud = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$	
11. Evaluasi Rd	
$Rd = \frac{(Uc-Ud)}{(Uc \times Ud)}$	

$$Rd = 0,0087 > Rd \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Bagian Shell	Bagian Tube (Cooling Water)
1. <i>Reynold Number</i> $Nre = 6507,9$ $f = 0,002$ (figure 29, Kern, Hal. 839)	1. <i>Reynold Number</i> $Nre = 11,07$ $f = 0,04$ (Gambar 26, Kern, Hal. 836)
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $N + 1 = 0,62$ $\rho_{\text{substance}} = 176,36 \text{ lb/ft}^3$ $S.g. = 1,00$ $\Delta P_s = \frac{f \times (Gs^2) \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times Sg}$ $\Delta P_s = \frac{148211386182}{28710000000}$ $\Delta P_s = 5,162361$	2. $\rho_{\text{substance}} = 63,0 \text{ lb/ft}^3$ $S.g. = 1,00$ $\Delta P_l = \frac{f \times (Gt^2) \times L \times n}{5,22 \times (10^{10}) \times d_i \times sg}$ $\Delta P_l = \frac{6700,00004}{3,4034E+10}$ $\Delta P_l = 0,0000002 \text{ psia}$ $\Delta P_n = \frac{4n v^2}{sg \times 2g \times 144}$ $v^2/2g = 0,00122169$ (Gambar 27, Kern) $\Delta P_n = \frac{0,00268773}{144,00}$ $\Delta P_n = 0,000002 \text{ psia}$ $\Delta P_t = \Delta P_l + \Delta P_n$ $\Delta P_t = 0,000002 \text{ psia}$ $\Delta P_t < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$
$\Delta P_s < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$	

Tabel spesifikasi cooler

Alat	:	Cooler		
Kode	:	E-141		
Fungsi	:	mendinginkan aliran sebelum masuk filter		
Tipe	:	Shell Pipe Heat Exchanger		
Kapasitas	:	841884,7	kg	
Dimensi	:			
-Shell	Diameter dalam (IDs)	=	39,00	in
	Baffle spacing (B)	=	19,50	in
-Tube	Diameter dalam (ID)	=	0,65	in
	Diameter luar (OD)	=	0,75	in
	Nt	=	1377	

$$\begin{aligned}
 Z1 &= 1 \text{ m} \\
 \Delta Z &= Z2 - Z1 = 2 - 1 = 1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
Pektin	26.643	0,0327	1500,4	18
Lignin	58.774	0,0721	1060	55
Selulosa	76.185	0,0935	1500	51
Hemiselulosa	23.425	0,0287	1110	21
Asam sitrat 7%	42.322	0,0519	1660	25
H ₂ O	587.535	0,7210	997	589,30
Total	814.885	1	7827,4	759,897

Komponen	μ (cP)	μ camp
Pektin	2,884499141	0,0943
Lignin	1,861457985	0,1343
Selulosa	2,998147004	0,2803
Hemiselulosa	2,314589055	0,0665
Asam sitrat 7%	1,866255578	0,0969
H ₂ O	0,965131663	0,6959
Total	12,89008043	1,3682

densitas campuran = 1072,362531 kg/m³

Viskositas campuran = 1,3682 cp

Waktu pemompaan = 1 jam

(Peters,1991,hal 496)

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 1,2^{0,45} \times 164,8^{0,13} \\
 &= 8,2555 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa 18 in Dari Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pipe (Geankoplis) dengan data data sebagai berikut:

D nominal = 8,256

Schedule no. = 40

OD = 8,26 in = 1,5 ft = 0,4572

ID = 7,981 in = 1,4375 ft = 0,4382

A = 0,3474 ft²

$$v = \frac{1,2114 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,3474 \text{ ft}^2} = 3,4870 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$Nre = \frac{2825,003 \times 0,4382 \times 0,0343}{1,3682 \times cp \times (1 \times 10^{-3})}$$

$$Nre = 31.032$$

$Nre > 2100 \rightarrow$ aliran turbulen (dari Geankoplis, fig.2.10-3)

Digunakan pipa *commercial steel* $e = 4,6 \cdot 10^{-5}$ (Geankoplis, fig.2.10-3)

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5}}{0,4382} \quad m = 0,000105$$

Sehingga, $f = 0,0045$
(dari Geankoplis, Table.2.10-1)

Elbow 90° : 3 buah $\rightarrow \frac{Le}{ID} = 35$

$$Le = 3 \times 35 \times 1,4375 = 150,9 \text{ ft}$$

Panjang total = 0 ft + 150,9
= 150,9 ft

a. Friksi gesekan dalam pipa

$$f = \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D}$$

$$= \frac{2 \times 0,0045 \times 3,487^2 \times 150,9}{32,174 \times 1,4375}$$

$$= 0,357134 \text{ ft.lbf/lb}$$

b. Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$f_c = \frac{K_c \cdot v^2}{2 \cdot gc \cdot \alpha}$$

untuk aliran turbulen $\alpha = 1$
dan $K_c = 0,55$
(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-16)

$$f_c = \frac{0,55 \times 3,487^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$f_c = 0,103928 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi perluasan (*enlargement*)

$$f_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2 \cdot gc \cdot \alpha}$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-15)

$$f_{ex} = \left[\frac{0 - 3,487^2}{2 \times 32,174 \times 1} \right]$$

$$f_{ex} = \frac{(12,1592)}{64,348}$$

$$\begin{aligned}
 f_{ex} &= (0,1890) \text{ ft.lbf/lb} \\
 \Sigma F &= f + f_c + f_{ex} \\
 \Sigma F &= 0,357134 + 0,103927751 + (0,1890) \\
 \Sigma F &= 0,272102 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi : } \Delta P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lb/in}^2 = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} - \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}
 2 + \frac{(0^2)}{2 \times 32,174} + \frac{2116,80 + 0,2721}{2639,6} &= -W_s \\
 -W_s &= 2 + \frac{-12,159 + 0,8019}{64,348} + 0,272102 \\
 -W_s &= 2 + -0,188955 + 0,8019 + 0,272102 \\
 -W_s &= 2,885096 \text{ ft.lbf/lb} \\
 W_s &= -2,885096 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_1 &= \frac{23,425}{3600} \\
 &= 6,51 \text{ kg/s} \\
 &= 14,32 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi pompa} &= 20\% \\
 \text{Brake hp} &= \frac{-W_s \cdot m_1}{\eta \cdot 550} \\
 &= \frac{2,885096 \times 14,315}{0,20 \times 550} \\
 &= \frac{41,30096}{110,00} \\
 &= 0,38 \text{ ft.lbf/s} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 85\% \text{ (Peter \& Timmerhaus, . 521, Fig. 14-38)} \\
 \text{Power} &= \frac{100\%}{85\%} \times 0,38 \\
 &= 0,44 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Gear Pump		
Spesifikasi		Keterangan
Nama dan Nomor Alat		Gear Pump (L-142)
Fungsi	:	Memompa bubuk kakao dari reaktor pretreatment menuju filter
Bentuk/Tipe	:	Gear Pump

Nominal size pipe :	8, sch 20		
Elbow	:	90°	
Jumlah	:	1	unit
OD	:	8,26	in
ID	:	7,981	in
Panjang	:	150,9	ft
Daya	:	0,44	hp

plate and frame filter (H-143)

fungsi : memisahkan partikel padat dan cair

jenis : plate and frame

bahan konstruksi : Stainless Steel SA-240, Grade A

jumlah : 1 unit

tabel komposisi dan volume filtrat

Tabel Komposisi dan Volume Filtrat

Komponen	Massa (kg)	x	ρ	V
Pektin	26.643	0,0444	1500,4	17,76
Asam sitrat	38.626	0,0644	1660	23,27
H ₂ O	534.740	0,8912	997	134,09
Total	600.009	1	4350,639237	59,152

Tabel Komposisi dan Volume Cake

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ	V
Lignin	58.774	0,274	1060	55,45
Selulosa	76.185	0,355	1500	50,790
Hemiselulosa	23.426	0,109	1110	21,10
Asam sitrat	3.696	0,017	1660	2,23
H ₂ O	52.795	0,246	997	53,0
Total	214.876	1	6327	182,52

Densitas Campuran Cake = 1177,261 kg/m³

Densitas Campuran Filtrat = 10143,507 kg/m³

Rate Volumetrik Cake = 182,52 m³/jam

= 3,042 m³/menit

Rate Volumetrik Filtrat = 59,152 m³/jam

= 0,0164 m³/s

Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft².jam (Perry 5th, tabel 19-18)

dipilih 2 gal/ft².jam = 0,00758 m³/jam

Luas frame $\frac{\text{Volume filtrat}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{134,087}{0,00758} = 1643,40478 \text{ ft}^2$

total = $\frac{134,087}{0,00758} = 1643,40478 \text{ ft}^2$

= 152,676029 m²

Dalam design ini dipilih ukuran plate & frame = 35 x 35 in

dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

$$\begin{aligned} \text{Luas efektif} &= 20 \text{ m}^2 \\ \text{Total kapasitas} &= 0,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah frame (N)} = \frac{\text{Luas frame}}{\text{Luas efektif}} = \frac{152,7}{20} = 7,63380147 \text{ buah}$$

dipakai 10 plate \rightarrow 10 frame

$$\begin{aligned} \text{Plate \& frame yang dipakai} &= (2 \times N) - 1 \\ &= 2 \times 7,6338 - 1 \\ &= 14 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diketahui range tebal frame} &= 0,25 - 8 \text{ in} \\ &\text{(Mc Cabe 3th, hal 1004)} \end{aligned}$$

$$\text{Volume cake tiap frame} = \frac{\text{volume cake}}{\text{jumlah frame}} = \frac{53}{8}$$

$$= 6,937 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{\text{Volume cake tiap frame}}{\text{Luas efektif}} = \frac{6,937}{20}$$

$$= 0,347 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal frame} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total plate dan frame Plate and frame filter} &= 14 \times 1 \\ &= 14 \text{ in} \\ &= 1,2 \text{ ft} \\ &= 0,3556 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Plate and frame filter

Spesifikasi	Keterangan		
Nama dan Nomor Alat	Plate and frame filter (H-143)		
Fungsi	Memisahkan padatan dan cairan		
Bentuk/Tipe	Plate & Frame Plate and frame filter		
Bahan	Metal		
Jumlah plate & frame	14	buah	
Panjang Plate and frame filter	14	in =	0,3556 m
Ukuran Plate and frame filter	35 x 35	in	
Tebal tiap frame	1	in	
Luas area filtrasi	2.854	ft ²	
Jumlah	1	buah	

Reaktor Koagulan (R-150)

Fungsi : Mereaksikan ekstrak pektin dengan etanol sehingga terbentuk koagulan pektin

Bahan : Carbon Steel SA 285 Grade A
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi Operasi: P = 1 atm
 T = 30 C

batch cycle time 2 jam

Komponen	Massa (kg)	ρ (kg/m ³)	Volume (m ³)	X_i
Pektin	26.643	1500,4	18	0,029098294
Asam sitrat	38.626	1660	23	0,04218644
Etanol 96%	315.605	789	400	0,344692005
air	534.740	997	536	0,58402326
total	915.614		977	1

densitas campuran = 936,80342 kg/m³

Jumlah tangki = 2 unit

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 244,345 \text{ m}^3$$

Volume larutan = 80% volume total

Volume Tangki = 305,432 m³

volume silinder = $0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$

volume silinder = $1,1775 \times D^3$

Volume Konis = $\frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$

Volume Konis = $0,0231 \times D^3$

Volume tutup atas = $0,0847 \times D^3$

Volume Total = $1,2853 D^3$

305,432 = $1,2853 D^3$

$D^3 = 237,635 \text{ m}^3$

D = 6,1939806 m = 237,6636549 in

Standard diameter OD = 240 in = 6,095996708 m

Tinggi bagian s 1,5 x OD

$$360 \text{ in} = 9,143995062 \text{ m}$$

tinggi konis (Hc) = $\frac{OD}{2 \times \tan (0,5 \alpha)}$

$$= \frac{240}{2 \times \tan 80}$$

$$= 13,327921 \text{ in} = 0,338529005 \text{ m}$$

tinggi dishead head (hd) = 0,169 OD =

$$40,56 \text{ in} = 1,030223444 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= H_s + H_c + H_d \\
 &= 10,512748 \text{ m} \\
 \text{Vol Asam sitrat dala konis} &= \text{Volume konis} \\
 &= 0,0231 \times D^3 \\
 &= 5,489 \text{ m}^3 \\
 \text{Vol. bahan dalam silinder} &= \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis} \\
 &= 305,432 - 5,489 \\
 &= 299,942 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi bahan dlm silinder} &= \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times OD^2} \\
 &= \frac{244,345}{29,17152305} \\
 &= 8,376 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bhn dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi lar. dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis} \\
 &= 8,376 + 0,33852901 \\
 \text{Tinggi bhn dlm tangki (Hb)} &= 8,715 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

Tekanan operasi tangki sama dengan teknaan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= p_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 P \text{ bahan} &= 936,803421 \times 9,8 \times 8,715 \\
 P \text{ bahan} &= 80.006,71 \text{ N/m}^2 = 11,637 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
 &= 2,1 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

asumsi: tekanan desai dlebihihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P \text{ Operasi} \\
 &= 1,1 \times 26,337 \\
 P_d = P_i &= 28,971 \text{ psia} \\
 &= 4,139 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

$$\begin{aligned}
 f \text{ (Allowable stress)} &= 11250 \text{ (Buku Brownell Young Table 13.1)} \\
 E \text{ (allowable efficiency)} &= 80\% \text{ (double-welded butt joint)} \\
 C \text{ (Corrosion Factor)} &= 1/8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ silinder} &= \frac{P_i \times OD}{2(f.E + 0,4 P_i)} + C \\
 &= \frac{6.953,07}{18.023,2} + 1/8 \\
 &= 0,511 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{5}{8} = 0,625 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 t \text{ silinder}$$

$$240 = \text{ID} - 1,25$$

$$\text{ID} = 238,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 6,0642467 \text{ m}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah
menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

$$\text{OD} = 240 \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 14 \frac{4}{9} \text{ in}$$

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

$$t \text{ head} = \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r + C}{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi})}$$

$$= \frac{4.615,10}{17.994,2} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,3815 \text{ in}$$

tebal dish head standar = $\frac{1}{2} \text{ in}$

pers. Brownell Young hal 87

$$a = 0,5 \text{ ID} = 119,375 \text{ in}$$

$$\text{AB} = 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 104,9375 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 75,0625 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} = 73,33143937 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} = 106,6685606 \text{ in}$$

$$\text{OA} = t + b + \text{sf} = 109,1685606 \text{ in}$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \text{OD} + \text{OD}/42 + (2x \text{ sf}) + (2/3 \times \text{icr})$$

$$= 259 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$T \text{ hb} = \frac{\text{Pi} \times (\text{OD} - 2t_s)}{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi}) \cos \alpha} + C$$

$$= \frac{6.924,10}{19.097,6} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,488 \text{ in}$$

tebal conical standard = $\frac{5}{8} \text{ in}$

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

laju alir air	=	534.740 kg/jam	
	=	535 m ³ /jam	
	=	267 ft ³ /min	
Densitas pelarut	=	997 kg/m ³	
	=	62 lb/ft ³	
viskositas	=	0,0089 cp	
asumsi aliran	=	turbulen	
diameter nozzle =		15 in	(Timmerhaus,1989)
dengan dimensi sebagai berikut:			
OD	=	16 in	(schedule Number = 30)
ID	=	15,25 in	
	=	1,2472397 ft	
A	=	1,27 ft ²	
v	=	4,189 ft/s	
Nre	=	36.580	
Nre>2100, maka asumsi awal benar			

Nozzle inlet Etanol

laju alir etanol	=	315.605 kg/jam	
	=	316 m ³ /jam	
	=	158 ft ³ /min	
Densitas pelarut	=	789 kg/m ³	
	=	49 lb/ft ³	
viskositas	=	1,242 cp	
asumsi aliran	=	viskos flow	
diameter nozzle =		6 in	(schedule Number = 40)
dengan dimensi sebagai berikut:			
OD	=	6,625 in	
ID	=	6,065 in	
	=	0,503395 ft	
A	=	28,9 ft ²	
v	=	1,734 ft/s	
Nre	=	35	
Nre<2100, maka asumsi awal benar			

menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed. $H/D_t = 0,5975$

$Da/D_t = 0,4$ $Da = 0,239$ m

$Da/W = 5$ $W = 0,0478$

$Da/L = 4$ $L = 0,05975$

$$\begin{aligned}
 Dt/C &= 3 \text{ C} = 0,199166667 \\
 Dt/J &= 12 \text{ J} = 0,049791667 \\
 N &= 60 \text{ rpm} \\
 N &= 1 \text{ rps} \\
 \rho \text{ larutan campuran} &= 908 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{viskositas larutan etanol} &= 0,001 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= 41.753 \text{ (turbulen)} \\
 \text{dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :} \\
 Np &= 4,8 \\
 P \text{ (daya)} &= 3,399266389 \text{ Joule/s} \\
 &= 0,003399266 \text{ kW} \\
 &= 0,004558484 \text{ hp (horse power)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alar Reaktor Koagulan				
Spesifikasi		Keterangan		
Nama dan Nomor Alat :		Reaktor Koagulan (R-150)		
Fungsi	:	Mereaksikan ekstrak pektin dengan etanol sehingga		
	:	terbentuk koagulan pektin		
Bentuk/Tipe	:	silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head		
	:	dan bawah berbentuk konis 160°, dilengkapi pengaduk		
Bahan	:	Carbon Steel SA 285 Grade A		
Kapasitas	:	915.614	kg/jam	
Jumlah	:	2	unit	
Tinggi tangki	:	10,512748	m	
OD	:	240	in	
ID	:	238,75	in	
Dimensi				
Tebal silinder (ts):	:	5/8	in	
Tebal tutup atas (tha):	:	1/2	in	
Tebal tutup bawah (thb):	:	5/8	in	
Jenis pengaduk :	:	flat six blade turbine with disk		
Daya pengaduk :	:	0,0045585	hp	

Plate and frame filter (H-151)

Fungsi : Memisahkan partikel padat dan cair
 Jenis : *Plate & Frame Plate and frame filter*
 Jumlah : 1 unit

Tabel Komposisi dan Volume Residu

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ	V
Asam sitrat	38.626	0,0453	1660	23
H ₂ O	499.133	0,5849	997	250
Etanol	315.605	0,3698	789	200

Total	853.365	32	30	474
--------------	---------	----	----	-----

Tabel Komposisi dan Volume Padatan

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ (kg/m³)	V
Pektin	26.642,81	0,428	1500,4	17,76
Asam sitrat	1.612	0,026	1660	0,97
H ₂ O	20.826	0,335	997	20,89
Etanol	13.169	0,212	789	16,69
Total	62.250	1	0	1,000

Densitas Campuran Padatan	=	62249,553 kg/m ³
Densitas Campuran Residu	=	1801,907 kg/m ³
Rate Volumetrik Padatan	=	1,000 m ³ /jam
	=	0,017 m ³ /menit
Rate Volumetrik Residu	=	473,590 m ³ /jam
	=	0,1316 m ³ /s

Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft².jam (Perry 5th, tabel 19-18)
dipilih 2 gal/ft².jam = 0,00758 m³/jam

$$\text{Luas frame} = \frac{\text{Volume filtrat}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{473,590}{0,00758} = 5804,42585 \text{ ft}^2$$

$$= 539,2443193 \text{ m}^2$$

Dalam design ini dipilih ukuran plate & frame = 35 x 35 in
dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

Luas efektif	=	20 m ²
Total kapasitas	=	0,65 m ³

$$\text{Jumlah frame (N)} = \frac{\text{Luas frame}}{\text{Luas efektif}} = \frac{539,2}{20} = 26,962216 \text{ buah}$$

dipakai 27 plate \rightarrow 27 frame

$$\begin{aligned} \text{Plate \& frame yang dipakai} &= (2 \times N) - 1 \\ &= 2 \times 26,962216 - 1 \\ &= 53 \text{ buah} \end{aligned}$$

Diketahui range tebal frame 0,25 - 8 in
(Mc Cabe 3th, hal 1004)

$$\text{Volume cake tiap frame} = \frac{\text{volume cake}}{\text{jumlah frame}} = \frac{1}{27} = 0,037 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{\text{Volume cake tiap frame}}{\text{Luas efektif}} = \frac{0,037}{20}$$

$$= 0,002 \text{ in}$$

Diambil tebal frame = 1 in

Panjang total plate dan frame Plate and f = 53 x 1

$$= 53 \text{ in}$$

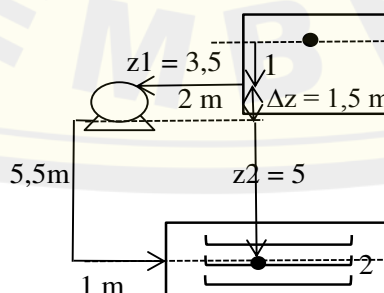
$$= 4,4 \text{ ft}$$

$$= 1,3443 \text{ m}$$

Tabel Spesifikasi Plate and frame filter				
Spesifikasi		Keterangan		
Nama dan Nomor Alat		Plate and frame filter (H-151)		
Fungsi		Memisahkan padatan dan cairan		
Bentuk/Tipe		Plate & Frame Plate and frame filter		
Bahan		Metal		
Jumlah plate & frame	53	buah		
Panjang Plate and frame filter	53	in =	1,3443	m
Ukuran Plate and frame filter	35 x 35	in		
Tebal tiap frame	1,00	in		
Luas area filtrasi	10.585	ft ²		
Jumlah	1	buah		

Gear Pump (L-152)

- Fungsi : Untuk memompa pektin dari filter ekstraksi pektin ke *freeze dryer*
- Tipe : Gear Pump
- Titik Referensi :
- Titik 1 : Permukaan campuran pektin di filter ekstraksi pektin H-151
- Titik 2 : Conveyor belt dryer B-160
- Dasar Pemilihan : dapat digunakan untuk viskositas tinggi (2,5 - 1500 cp)
- Jumlah : 1 buah
- Sketsa



Kondisi Operasi :

P : 1 atm

T : 30 °C

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
Pektin	26.643	0,4280	1500,4	18
Asam sitrat	1.612	0,0259	1660	1
H ₂ O	20.826	0,3346	997	21
Etanol	13.169	0,2115	789	17
Total	62.249,6	1	68472,8058	0,071

Komponen	μ (cP)	μ camp
Pektin	24	10,272
Asam sitrat	6,5	0,1683
H ₂ O	0,899	0,3008
Etanol	1,22	0,2581
Total	32,619	10,9991

Rate massa masuk	=	62249,55 kg/jam	
Densitas larutan	=	936,803 kg/m ³	
	=	58482,7 lb/ft ³	
Viskositas larutan	=	10,9991 cP	
	=	0,0109991 kg/m.s	
Laju alir volumetrik	=	62.250 kg/jam	
	=	936,803 kg/m ³	
	=	66 m ³ /jam	
	=	0,0185 m ³ /s	
	=	0,653 ft ³ /s	
Perhitungan	:		
Perkiraan panjang pipa lurus =		8,5 m =	27,88
Jumlah elbow =	4 buah		
Tinggi liquid pada filter	=		3,5 m
Tinggi feed masuk (Z2)	=		5 m
Z1	=	3,5 m	= 3,5 m
ΔZ	=	Z2 - Z1	
	=	5 -	3,5
	=	1,5	

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	ρ (kg/m ³)	V (m ³)	μ (cP)
Pektin	26.643	0,4280	1500,4	18	2,8844991
Asam sitrat	1.612	0,0259	1660	1	1,8662556
H ₂ O	20.826	0,3346	997	21	0,9651317

Etanol	13.169	0,2115	789	17	1,0685297
Total	62.250	1	4946,4	56,307	6,7844161

Komponen	μ camp
Pektin	1,2346
Asam sitrat	0,0483
H ₂ O	0,3229
Etanol	0,2260
Total	1,8318

densitas campuran = 1105,530411 kg/m³
 Viskositas campuran = 1,8318 cp
 Waktu pemompaan = 1 jam

(Peters, 1991, hal 496)

ID optimum = $3,9 \times \frac{Q^{0,45} \times \rho^{0,13}}{0,7^{0,45} \times 58482,7^{0,13}}$

ID optimum = 13,41482 in

Maka dipilih pipa 6 in Dari Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pipe (Kern, 1983) dengan data data sebagai berikut:

D nominal = 6

Schedule no. = 30

OD = 6,625 in = 0,549875 ft = 0,16759372 m

ID = 6,065 in = 0,503395 ft = 0,1534 m

A = 28,9 in²

= 0,9583 ft²

v = $\frac{0,6533 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,9583 \text{ ft}^2} = 0,6817 \text{ ft/s}$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{1105,53 \times 0,1534 \times 0,0185}{1,8318 \text{ cp} \times (1 \times 10^{-3})}$$

N_{re} = 1.709

N_{re} < 2100 → aliran laminar (dari Geankoplis, fig.2.10-3)

Digunakan pipa *commercial steel* e = 4,6.10⁻⁵ (Geankoplis, fig.2.10-3)

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}}{0,1534 \text{ m}} = 0,0002998$$

Sehingga, f = 0,0036

$$\text{Elbow } 90^\circ : 4 \text{ buah} \quad \rightarrow \quad \frac{Le}{ID} = 35$$

$$Le = 4 \quad \times \quad 35 \quad \times \quad 0,5034$$

$$Le = 70,5 \text{ ft}$$

(dari Geankoplis, Table.2.10-1)

$$\text{Panjang total} = 27,88 \text{ ft} + 70,5$$

$$= 98,4 \text{ ft}$$

a. Friksi gesekan dalam pipa

$$f = \frac{2.f.v^2.L}{gc.D}$$

$$\frac{2 \times 0,0036 \times 0,6817^2 \times 98,36}{32,174 \times 1} = 0,5034$$

$$f = 0,020321 \text{ ft.lbf/lb}$$

b. Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$f_c = \frac{K_c.v^2}{2.g_c.\alpha} \quad \text{untuk aliran turbulen } \alpha = 1$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-16)

$$f_c = \frac{0,55 \times 0,6817^2}{2 \times 32,174 \times 1} = 0,00397234$$

$$f_c = 0,00397234 \text{ ft.lbf/lb}$$

c. Friksi perluasan (*enlargement*)

$$f_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2.g_c.\alpha}$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-15)

$$f_{ex} = \frac{[0 - 0,6817]^2}{2 \times 32,174 \times 1} = 0,0072$$

$$f_{ex} = \frac{0,4647}{64,348}$$

$$f_{ex} = 0,0072 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma F = f + f_c + f_{ex}$$

$$\Sigma F = 0,020321 + 0,003972339 + 0,0072$$

$$\Sigma F = 0,017070 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Asumsi : } \Delta P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lb/in}^2 = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$0,5 + 0^2 - \frac{0,6817^2}{2 \times 32,174} + 0,036195319 + 0,01331911$$

$$-W_s = 0,5 + \frac{-0,465}{64,348} + 0,04951443$$

$$-W_s = 0,5 + -0,00722244 + 0,04951443$$

$$-W_s = 0,542292 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$W_s = -0,542292 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$m_1 = \frac{62.250}{3600}$$

$$= 17,29 \text{ kg/s}$$

$$= 38,117 \text{ lb/s}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 20\%$$

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s \cdot m_1}{\eta \cdot 550}$$

$$= \frac{-0,542292 \times 38,117}{0,20 \times 550}$$

$$= \frac{20,67054}{110,00}$$

$$= 0,19 \text{ ft.lbf/s}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\% \text{ (Peter \& Timmerhaus, 1985, Fig. 14-38)}$$

$$\text{Power} = \frac{100\% \times 0,19}{85\%}$$

$$= 0,22 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat Gear Pump			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama Nomor Alat		Gear Pump (L-152)	
Fungsi	:	Untuk memompa padatan pekti menuju <i>freeze dryer</i>	
Bahan/Tipe	:	<i>Commercial steel</i>	
Kapasitas	:	62.249,6	kg/jam

Jumlah	:	1	unit		
Panjang pompa	:	98,4	ft		
Daya Pompa	:	0,22	hp		

Belt Conveyor Dryer (B-160)

Fungsi :	untuk mengeringkan pektin sehingga kadar air berkurang				
Tipe :	Belt conveyor dryer				
Kapasitas :	62249,55 kg/jam				
Suhu :	45 °C				
Diameter :	1,87 m =	6,14	ft		
Panjang :	9,35 m =	30,68	ft		
Tebal shell :	1/5 in				
Tinggi bahan :	0,15 in				
Time of passes :	1 jam				
Jumlah flight :	46 buah				
Laju udara masuk :	20 m/s				
Power:	62 hp				
Jumlah :	1 buah				
Bahan :	Stainless steel A193 grade B8				

Ball Mill (C-161)

Fungsi	=	menghaluskan pektin kering menjadi pektin bubuk			
Kapasitas	=	32873,99	kg/jam		
	=	32,87399	ton/jam		
Jumlah	=	1	buah		

Dari tabel 20-14, *Perry's 7th edition*

Kapasitas max	=	330-400	ton/jam		
Tipe	=	<i>Reversible Hammer Mills No. 815</i>			
Ukuran	=	48 x 90	in		
Power	=	900-1200	hp		
Kecepatan <i>mill</i>	=	900	rpm		
Ukuran <i>feed</i> max	=	10	in		
	=	0,254	m		

Tabel Spesifikasi Ball mill

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Ball Mill (C-161)
Fungsi	Menghaluskan pektin kering menjadi bubuk
Type	<i>Reversible Hammer Mills</i> No. 815

Bahan	Besi <i>mild steel</i>
Kapasitas	32,87 ton/jam
Dimensi	
Ukuran	48 x 90 in
Ukuran <i>feed max</i>	10 in
Jumlah <i>ball mill</i>	1 buah

Reaktor Delignifikasi (R-170)

Fungsi : Melarutkan kandungan lignin menggunakan NaOH

Jenis : Tangki batch berpengaduk

Kondisi Operasi :

P : 1 atm

T : 100 C

batch cycle time 2,5 jam

Komoponen	Massa (kg)	ρ (kg/m ³)	Volume (m ³)
Lignin	58.774	1060	55
Selulosa	76.185	1500	51
Hemiselulosa	23.425	1110	21
NaOH 3%	95031	1520	62,52
H ₂ O	3167697	997	318
Total	3.421.113	6187	507,585

densitas campuran = 6739,9838 kg/m³

Jumlah tangki = 2

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 198,577 \text{ m}^3$$

Volume larutan = 80% volume total

Volume Tangki = 248,221 m³

volume silinder = $0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$

volume silinder = $1,1775 \times D^3$

Volume Konis = $\frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$

Volume Konis = $0,0231 \times D^3$

Volume tutup atas = $0,0847 \times D^3$

Volume Total = $1,2853 D^3$

248,221 $1,2853 D^3$

$D^3 = 193,123 \text{ m}^3$

$D = 5,780224 \text{ m} = 227,5679954 \text{ in}$

Standard diameter OD = 228 in = 5,791196873 m

Tinggi bagian silinder (Hs) = 1,5 x OD

342 in = 8,686795309 m

$$\begin{aligned} \text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)} \\ \text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{228}{2 \times \tan 80} \\ \text{tinggi konis (Hc)} &= 12,661525 \text{ in} = 0,321602555 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian dishead head (tutup atas)

$$\begin{aligned} \text{tinggi dishead head (hd)} &= 0,169 \text{ OD} = \\ \text{tinggi dishead head (hd)} &= 38,532 \text{ in} = 0,978712271 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = \text{Hs} + \text{Hc} + \text{Hd}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = 9,9871101 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol lar. Asam sitrat dalam konis} &= \text{Volume konis} \\ &= 0,0231 \times D^3 \\ &= 4,461 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. bahan dalam silinder} &= \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis} \\ &= 248,221 - 4,461 \\ &= 243,760 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dlm silinder} &= \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\ &= \frac{198,577}{26,32729956} \\ &= 7,543 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi bahan dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis} \\ &= 7,543 + 0,321602555 \end{aligned}$$

$$\text{tinggi bahan dlm tangki (Hb)} = 7,864 \text{ m}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ bahan} = \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b$$

$$P \text{ bahan} = 6739,983757 \times 9,8 \times 7,864$$

$$P \text{ bahan} = 519.446,32 \text{ N/m}^2 = 75,556 \text{ psia}$$

$$P \text{ Operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$= 2,1 \text{ psig}$$

asumsi: tekanan desain dlebihkan sebesar 10%

$$P_d = 1,1 \times (P_{\text{bahan}} + P_{\text{Operasi}})$$

$$= 1,1 \times 90,256$$

$$P_d = P_i = 99,282 \text{ psia}$$

$$= 14,183 \text{ psig}$$

Menentukan Ketebalan Silinder SA 285 grade A Carbon Steel

$$f \text{ (Allowable stress)} = 11250 \text{ (Brownell Young Tab.13.1)}$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (double-welded butt joint)}$$

$$C \text{ (Corrosion Factor)} = 1/8$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ silinder} &= \frac{\pi \times OD}{2 (f.E + 0,4 \pi)} + C \\
 &= \frac{22.636,3}{18.079,4} + \frac{1}{8} \\
 &= 1,377 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{1}{2} = 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\
 228 &= ID + 3 \\
 \mathbf{ID} &= \mathbf{225 \text{ in}} \\
 ID &= 5,7149969 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah
menentukan tebal tutup atas (Tha)
tabel 5.7 Brownell Young

$$\begin{aligned}
 OD &= 228 \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in} \\
 icr &= 13 \frac{3}{4} \text{ in} \\
 sf &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times \pi r}{2 (f.E + 0,1 \pi)} + C \\
 &= \frac{15.815,602}{18.019,856} + \frac{1}{8} \\
 &= 1,0027 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\mathbf{\text{Tebal dish head standar} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}}$$

pers. Brownell Young hal 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 ID = 112,5 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 ID - icr = 98 \frac{3}{4} \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 166,250 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 133,7441588 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 46,25584125 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 50 \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr)$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \mathbf{249 \text{ in}}$$

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 T \text{ hb} &= \frac{\pi \times (OD - 2ts)}{2 (f.E + 0,1 \pi) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{22.362,835}{17.580,700} + \frac{1}{8} \\
 &= 1,397 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\mathbf{\text{tebal conical standard} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}}$$

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

$$\text{laju alir air} = 3.167.697,000 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.168 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1.584 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Densitas air} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi aliran = turbulen

$$\text{Viskositas air} = 0,899 \text{ cp} = 0,0006293 \text{ lb/cu.ft}$$

$$\text{Diameter nozzle} = 22 \text{ in} \quad (\text{sch Number} = 20)$$

dengan dimensi sebagai berikut:

$$\text{OD} = 22 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 21,5 \text{ in}$$

$$= 1,7584035 \text{ ft}$$

$$A = 355 \text{ in}^2$$

$$\text{Nre} = 776.822$$

Nre > 2100, maka asumsi awal benar

menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

$$\text{Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed. Hal 158)} \quad \text{Dt} = 0,5975$$

$$\text{Da/Dt} = 0,4 \quad \text{Da} = 0,239$$

$$\text{Da/W} = 5 \quad \text{W} = 0,0478$$

$$\text{Da/L} = 4 \quad \text{L} = 0,05975$$

$$\text{Dt/C} = 3 \quad \text{C} = 0,199166667$$

$$\text{Dt/J} = 12 \quad \text{J} = 0,049791667$$

$$N = 60 \text{ rpm}$$

$$N = 1 \text{ rps}$$

$$\rho \text{ larutan air} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas larutan air} = 0,899 \text{ cp} \quad (1 \times 10^{-3}) = 0,000899 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{Da}^2 \times N \times \rho}{\mu} = 63.348 \quad (\text{turbulen})$$

dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :

$$\text{Np} = 4,97$$

$$\text{P (daya)} = \text{Np} \times \rho \times N^3 \times \text{Da}^5$$

$$= 3,864 \text{ Joule/s}$$

$$= 0,003864 \text{ kW}$$

$$\text{P (daya)} = 0,005182 \text{ hp (horse power)}$$

Spesifikasi alar Reaktor Delignifikasi			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat :		Reaktor Delignifikasi (R-170)	
Fungsi :	Melarutkan kandungan lignin menggunakan NaOH		
Bentuk/Tipe:	silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160°, dilengkapi pengaduk		
Bahan :	Carbon Steel SA 285 Grade A		
Kapasitas :	3.421.113	kg/jam	
Jumlah :	2	unit	
Tinggi tangki:	9,987110136	m	
OD :	228	in	
ID	225	in	
Dimensi			
Tebal silinder (ts):	1 1/2	in	
Tebal tutup atas (tha):	1 1/8	in	
Tebal tutup bawah (thb):	1 1/2	in	
Jenis pengaduk :	flat six blade turbine with disk		
Daya pengaduk :	0,005182	hp	

Heat Exchanger (E-171)

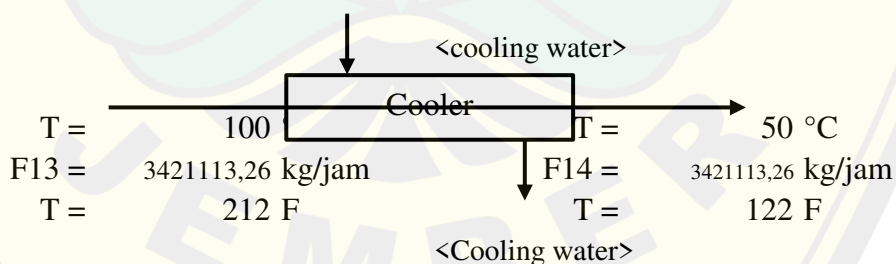
Fungsi : mendinginkan aliran sebelum masuk ke hidrolisis

Tipe : *Shell Pipe Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell: *Carbon steel*
 Tube : *Carbon steel*
 Jumlah : 4 buah
 DP allowance : 10 psia

Skema :



T cooling water = 30 °C = 86 F

T cooling water = 45 °C = 113 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	212	86
T keluar	°F	122	113
massa	kg	3421113,26	6681293

	massa	lb	7542263,68	14729730
Q =	697954725,77		kJ/jam	
	661533439,93		Btu/jam	

Perhitungan**1. Δt LMTD**

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

$$\text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{99 \quad - \quad 27}{\ln \frac{99}{27}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{72}{1,30}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 55,42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 167 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial U_d (Kern hal. 840)

Hot fluid : Slurry *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

Viskositas Slurry (T) = 100 C

Viskositas Slurry, pada suhu (T) = 373,15 K

Viskositas campuran = 8 cp

Viskositas campuran = 18,9365 lb/ft.h

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp

Viskositas cooling water = 2,01 lb/ft.h

T = 30 C

T = 303,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas Slurry, pada suhu (T) = 100 C

Densitas Slurry, pada suhu (T) = 373,15 K

Densitas campuran = 1494,28 kg/m³

Densitas campuran = 93,28464 lb/ft³

COLD FLUID

Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 30 C

T = 303,15 K

tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

Ud = 150

A = $Q/U_d \times D_t$ = 19896,28 ft²

Karena A > 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis STHE

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell Pipe Heat Exchanger

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes)

Dengan trial

Panjang = 5 ft = 60 in

BWG = 18 (ditentukan)

OD = 1 1/4 in triangular

1,25 in

Pitch = 2 in = 2 in

Rd = 0,001

DP = 10 psi

a" = 0,3271 ft²/ (Tabel 10, Kern hal. 843)

Nt = $A / I \times a''$ = 12165,26

Menggunakan :

Nt standar = 1377 (Tabel 9, Kern hal. 842)

IDs = 39 in (Tabel 9, Kern hal. 842)

Ud koreksi = $(N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$

Ud koreksi = 1325,19 Btu/J ft² °F

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :

IDs = 39 in (diameter dalam shell) (Baffle spacing)

B = 20 = 20 in

n' = 1 passes (jumlah passes pada shell)

(Gambar 28, Kern, 838)

Bagian Tube : (Tabel 10, Kern, 843)

de = 1,48 in (diameter ekivalen)

di = 1,15 in (diameter dalam tube)

do = 1,25 in (diameter luar tube)

l = 5 ft (panjang tube)

n	=	1 <i>passes</i>	(jumlah passes pada tube)
Nt	=	1377	(Jumlah tube) (Tabel 9, Kern)
Pt	=	3 in	(Pitch tube) (Tabel 10, Kern, 843)
C'	=	1,75 in	(Jarak antara diameter luar tube)
a''	=	0,371 ft ²	(Luas permukaan panjang)
a'	=	0,334 in ²	(Luas penampang aliran)

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell	Bagian Tube (Cooling Water)
4. Luas aliran	4. Luas aliran
$a_s = \frac{(ID_s \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	$a_t = \frac{(Nt \times a')}{144n}$
$a_s = \frac{1330,875}{432}$	$a_t = \frac{459,918}{213,12}$
$a_s = 3,0807 \text{ ft}^2$	$a_t = 2,1580 \text{ ft}^2$
5. Reynold Number	5. Reynold Number
$G_s = \frac{M}{a_s}$	$G_t = \frac{m}{a_t}$
$G_s = \frac{7542263,68}{3,0807}$	$G_t = \frac{14729729,68}{2,1580}$
$G_s = 2448207,3 \text{ lb/jam ft}^2$	$G_t = 3412782,27 \text{ lb/jam ft}^2$
$Nre = \frac{de \times G_s}{2,42\mu}$	$Nre = \frac{ID \times G_t}{2,42\mu}$
$Nre = 15938,8$	$Nre = 22515,67$
6. jH	6. jH
$jH = 70,00$	Karena fluidanya air, jH tidak perlu
(Gambar 28, Kern hal. 838)	
7. Heat transfer coefficient	7. Heat transfer coefficient
$h_o = jH \times (k/de) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3}$	$\rho = 62,95 \text{ lb/ft}^3$
Hasil HEN	$Vt = 15,059 \text{ ft/s}$
$Cp = 6,5 \text{ btu/lb}$	dianggap 1 ft/s
$k = 0,29 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$	hi dari gambar 25, Kern, hal.835
$MW = 14,52$	°F, hi yang
$h_o = 436,30$	Pada T = 86,00 didapat
	Faktor koreksi = 0,98
	$hi' = 330 \text{ btu/hr.ft}$
	$hi = 323,4 \text{ btu/hr.ft}^2$
	$hio = hi \times ID/OD = 297,53$

9. Evaluasi Uc

$$Uc = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)}$$

$$Uc = 176,90 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

10. Evaluasi Ud

$$A = N_t \times l \times a'' \times 2$$

$$A = 45133,10 \quad \text{ft}^2$$

$$U_d = Q / A \cdot \Delta t$$

$$U_d = 66 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

11. Evaluasi Rd

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$R_d = 0,0095 > R_d \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Bagian Shell	Bagian Tube (Cooling Water)
1. <i>Reynold Number</i>	1. <i>Reynold Number</i>
Nre = 15938,8	Nre = 22515,67
f = 0,001	f = 0,04
(Gambar 29, Kern, Hal. 839)	(Gambar 26, Kern, Hal. 836)
2.	2.
$N + 1 = 12 L \times n' / B$	$\rho_{\text{substance}} = 63,0 \text{ lb/ft}^3$
$N + 1 = 3,08$	S.g. = 1,00
$\rho_{\text{substance}} = 93,28 \text{ lb/ft}^3$	$\Delta P_l = \frac{\zeta (Gt^2) \times L \times n}{5,22 \times (10^{10}) \times d_i \times s_g}$
S.g. = 1,00	$\Delta P_l = \frac{2,3294E+11}{6,003E+10}$
$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs^2) \times I D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g}$	$\Delta P_l = 3,8804207 \text{ psia}$
$\Delta P_s = \frac{719246286351}{77256000000}$	$\Delta P_n = \frac{4n v^2}{s_g \cdot 2g \cdot 144}$
$\Delta P_s = 9,309908 \text{ psia}$	$v^2/2g = 1,4651E-07$
$\Delta P_s < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi	$\Delta P_n = \frac{8,6733E-07}{144,00}$
	$\Delta P_n = 0,00000 \text{ psia}$
	$\Delta P_t = \Delta P_l + \Delta P_n$
	$\Delta P_t = 3,88042 \text{ psia}$
	$\Delta P_t < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi

Tabel spesifikasi cooler

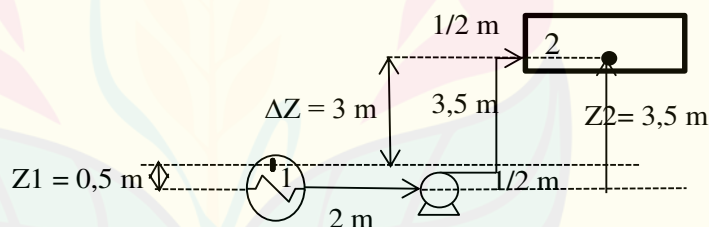
Alat	:	Cooler			
Kode	:	E-171			
Fungsi	:	mendinginkan aliran sebelum masuk ke hidrolisis			
Tipe	:	<i>Shell Pipe Heat Exchanger</i>			
Kapasitas	:	3421113,3	kg		
Dimensi	:				
-Shell	Diameter dalam (IDs)	=	39,00	in	

	Baffle spacing (B)	=	20	in
-Tube	Diameter dalam (ID)	=	1,15	in
	Diameter luar (OD)	=	1,25	in
	Nt	=	1377	
	Pitch (Pt)	=	1 1/4	
	Panjang tube (l)	=	60	in
DP allowance	10	psia		
Dirt factor (Rd)	0,009			
Bahan	-Shell	Carbon steel		
	-Tube	Carbon steel		

Gear Pump (L-172)

Fungsi

- Titik 1 : HE 171
 Titik 2 : Plate and frame Plate and frame filter (H-173)
 Dasar Pemilihan : dapat digunakan untuk viskositas tinggi (2,5-1500 cp)
 Jumlah : 1 buah
 Sketsa :



Tabel Komposisi Aliran Umpan

Komponen	Massa (kg)	x	r (kg/m ³)	r · x (kg/m ³)
Lignin	58773,99369	0,1919397	1060	203,4560587
Selulosa	76185,39504	0,2488005	1500	373,2007801
Hemiselulosa	23425,48443	0,0765012	1110	84,9163111
NaOH	95031	0,3103448	2130	661,0344828
Air	52795	0,1724138	995,7	171,6724138
Total	306210,7548	1	6795,7	1494,280047

Komponen	V (m ³)	m campuran (cP)
Lignin	55,447164	1,501951599

Selulosa	50,790263	1,946894684
Hemiselulosa	21,10404	0,598631156
NaOH	44,615457	2,428486463
Air	53,022956	1,349159146
Total	224,97988	7,825123048

Kondisi operasi

P	=	1 atm
T	=	30 °C
Rate massa masuk	=	306210,7548 kg/jam
Densitas larutan	=	1494,280047 kg/m ³ 93284,91474 lb/ft ³
Viskositas larutan	=	7,825123048 cP 0,007825123 kg/m.s

Laju alir volumetrik	=	<u>306210,7548 kg/jam</u> 1494,280047 kg/m ³
	=	37,25853317 m ³ /jam
	=	0,010349593 m ³ /s
	=	0,365492756 ft ³ /s

Perhitungan	:	
Perkiraan panjang pipa lurus	=	7,5 m = 24,6 ft
Jumlah elbow	=	5 buah
Tinggi liquid pada HE	=	0,5 m
Tinggi feed masuk (Z2)	=	3,5 m

Z1	=	0,5 m
ΔZ	=	Z2 - Z1
	=	3,5 - 0,5
	=	3 m

densitas campuran	=	1494,280047 kg/m ³
Viskositas campuran	=	7,8251 cp
Waktu pemompaan	=	1 jam
(Peters,1991,hal 496)		
ID optimum =	$3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$	
	$= 3,9 \times 0,3655^{0,45} \times 1.494,3^{0,13}$	
	$= 6,4126 \text{ in}$	

Maka dipilih pipa 24 in Dari Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pipe (Kern, 1983) dengan data data sebagai berikut:

D nominal = 6,625

$$\begin{aligned} \text{Schedule no.} &= 40 \\ \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,552 \text{ ft} = 0,1682496 \\ \text{ID} &= 6,065 \text{ in} = 0,50541 \text{ ft} = 0,154049 \\ \text{A} &= 0,2006 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$v = \frac{0,3655 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2006 \text{ ft}^2} = 1,8220 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$\text{Nre} = \frac{1494,28005 \times 0,1540 \times 1,8220}{7,8251 \text{ cp} \times (1 \times 10^{-3})}$$

$$\text{Nre} = 53.598$$

Nre > 2100 → aliran turbulen (dari Geankoplis, fig.2.10-3)

Digunakan pipa *commercial steel* $e = 4,6 \cdot 10^{-5}$ (Geankoplis, fig.2.10-3)

$$\frac{e}{\text{ID}} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}}{0,1540 \text{ m}} = 0,0002986$$

Sehingga, $f = 0,003$ (dari Geankoplis, Table.2.10-1)

$$\text{Elbow } 90^\circ : 4 \text{ buah} \rightarrow \frac{L_e}{\text{ID}} = 35$$

$$\begin{aligned} L_e &= 4 \times 35 \times 0,5054 \\ &= 70,8 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total} &= 24,6 \text{ ft} + 70,8 \\ &= 95,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Friksi gesekan dalam pipa

$$\begin{aligned} f &= \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{g_c \cdot D} \\ &= \frac{2 \times 0,0030 \times 1,8220^2 \times 95,4}{32,174 \times 0,50541} \\ &= 0,116803 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

b. Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$f_c = \frac{K_c \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha} \rightarrow \text{untuk aliran turbulen } \alpha = 1 \text{ dan } K_c = 0,55$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-16)

$$f_c = \frac{0,55 \times 1,8220^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$f_c = 0,028374 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi perluasan (*enlargement*)

$$f_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-15)

$$f_{ex} = \left[\frac{0 - \frac{1,8220^2}{32,174}}{2 \cdot x} \right]$$

$$f_{ex} = \frac{(3,3197)}{64,348}$$

$$f_{ex} = (0,0516) \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma F = f + f_c + f_{ex}$$

$$\Sigma F = 0,116803 + 0,02837418 + (0,0516)$$

$$\Sigma F = 0,19267 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Asumsi : } \Delta P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lb/in}^2 = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} - \Sigma F + W_s = 0$$

$$2 + \frac{(0^2)}{2 \cdot 32,174} + \frac{2116,80 + 0,1927}{6795,7} = -W_s$$

$$-W_s = 0,5 + \frac{-3,320}{64,348} + 0,0227 + 0,013319$$

$$-W_s = 0,5 + -0,051589 + 0,0227 + 0,013319$$

$$-W_s = 0,587600 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$W_s = -0,587600 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$m_1 = \frac{306,211}{3600}$$

$$= 85,06 \text{ kg/s}$$

$$= 187,13 \text{ lb/s}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Brake hp} &= \frac{-W_s \cdot m_1}{\eta \cdot 550} \\ &= \frac{0,587600 \times 187,129}{0,20 \times 550} \\ &= \frac{109,9569}{110,00} \\ &= 1,00 \text{ ft.lbf/s} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\% \text{ (Peter \& Timmerhaus, . 521, Fig. 14-38)}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{100\%}{85\%} \times 1,00 \\ &= 1,18 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Gear Pump			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat		Gear Pump (L-172)	
Fungsi	:	Memompa bubuk kakao dari reaktor pretreatment menuju filter	
Bentuk/Tipe	:	Gear Pump	
Nominal size pipe	:	6, sch 20	
Elbow	:	90°	
Jumlah	:	1	unit
OD	:	0,1682496	m
ID	:	0,154048968	m
Panjang	:	95,4	ft
Daya	:	1,18	hp

Plate and frame filter (H-173)

Fungsi	:	memisahkan partikel padat dan cair
Jenis	:	plate & frame Plate and frame filter
Jumlah	:	1 unit

lan Volume Pada Filtrat (Residu)

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
Air	105589,9154	0,4075242	997	105,908
NaOH	95031	0,3667718	2130	44,6155
Lignin	58480,12372	0,225704	1060	55,16993
Total	259100,963	1	4187	205,6930

posisi dan Volume Padatan

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
Selulosa	76185,39504	0,453049	1500	50,79026
Hemiselulosa	23425,48443	0,1393035	1110	21,10404
Lignin	293,8699684	0,0017475	1060	0,277236
Air	68256,75441	0,4059	997	68,46214
Total	168161,5038	1	4667	140,634

Densitas Campuran Padatan=	1195,741 kg/m ³
Densitas Campuran Residu =	1259,649 kg/m ³
Rate Volumetrik Padatan =	140,634 m ³ /jam
=	2,344 m ³ /menit

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik Residu} &= 205,693 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0571 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft}^2\text{.jam} & \quad \text{(Perry 5th, tabel 19-18)} \\ \text{dipilih 2 gal/ft}^2\text{.jam} &= 0,00758 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas frame total} &= \frac{\text{Volume filt}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{205,693}{0,00758} \\ &= 2521,02218 \text{ ft}^2 \\ &= 234,208676 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dalam design ini dipilih ukuran plate & frame = 35 x 35 in
dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

$$\begin{aligned} \text{Luas efektif} &= 20 \text{ m}^2 \\ \text{Total kapasitas} &= 0,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah frame (N)} &= \frac{\text{Luas frame}}{\text{Luas efektif}} = \frac{234,208676}{20} \\ &= 12 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dipakai 12 plate} &\rightarrow 12 \text{ frame} \\ \text{Plate \& frame yang dipakai} &= (2 \times N) - 1 \\ &= 2 \times 12 - 1 \\ &= 23 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diketahui range tebal frame} &= 0,25 \text{ in} - 8 \text{ in} \\ & \quad \text{(Mc Cabe 3th, hal 1004)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cake tiap frame} &= \frac{\text{volume cak}}{\text{jumlah frame}} = \frac{140,634}{12} \\ &= 11,72 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{\text{Volume cake tiap frame}}{\text{Luas efektif}}$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{11,72}{20} = 0,58597367 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal frame} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total plate dan frame Plate and frame filter} &= \\ & 23 \times 1 \\ & 23 \text{ in} \\ & 1,9 \text{ ft} \\ & 0,5842 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Plate and frame filter

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Nama dan Nomor Alat	C1.8 Plate and frame filter (H-173)	
Fungsi	Memisahkan padatan dan cairan	
Bentuk/Tipe	Plate & Frame Plate and frame filter	
Bahan	Metal	
Jumlah plate & frame	23 buah	
Panjang Plate and frame filter	23 in =	0,8890 m
Ukuran Plate and frame filter	35 x 35 in	
Tebal tiap frame	1 in	
Luas area filtrasi	4.600 ft ²	
Jumlah	1 buah	

Tangki penyimpanan (F-174)

Fungsi : Tempat menyimpan bubuk kakao hasil di pretreatment

Jenis : Tangki dengan tutup atas dishead head dan tutup bawah conical.

Kondisi operasi:

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

$$T = 30 \text{ C}$$

Recycle time : 2 jam

Komponen	Massa (Kg)	Rho	Volume (m ³)
selulosa	76185,3950	1500	38,47747224
hemiselulosa	23425,4844	1110	21,10404002
lignin sisa	293,870	1060	0,277235819
H ₂ O	68256,754	997	35,65736502
Total	168161,504		95,5161

densitas campuran = 1760,5564 kg/m³

Jumlah tangki = 1

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 191,032 \text{ m}^3$$

Volume larutan = 80% volume total

Volume Tangki = 238,790 m³

volume silinder = $0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$

volume silinder = $1,1775 \times D^3$

Volume Konis = $\frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$

Volume Konis = $0,0231 \times D^3$

Volume tutup atas = $0,0847 \times D^3$

Volume Total = $1,2853 D^3$

$$\begin{aligned}
 & 238,790 & 1,2853 D^3 \\
 D^3 = & & 185,786 \text{ m}^3 \\
 D = & & 5,7060738 \text{ m} = & 224,6486943 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} = & & \mathbf{228 \text{ in}} = & \mathbf{5,791196873 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} = & & 1,5 \times \text{OD} \\
 & & 342 \text{ in} = & 8,686795309 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{228}{2 \times \tan 80}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = 12,661525 \text{ in} = 0,321602555 \text{ m}$$

Menghitung bagian dishead head (tutup atas)

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 0,169 \text{ OD} = 38,532 \text{ in}$$

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 38,532 \text{ in} = 0,978712271 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = \text{Hs} + \text{Hc} + \text{Hd}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = 9,9871101 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dalam konis} & = & \text{Volume konis} \\
 & = & 0,0231 \times D^3 \\
 & = & 4,292 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. bahan dalam silinder} & = & \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis} \\
 & = & 238,790 - & 4,292 \\
 & = & 234,499 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bahan dlm silinder} & = & \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
 & = & \frac{191,032}{26,32729956} \\
 & = & 7,256 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi bahan dlm tangki (Hb)

$$\text{Hb} = \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis}$$

$$= 7,26 + 0,32160256$$

$$= 7,58 \text{ m}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

tekanan operasi tangki sama dengan tek. atmosfer plus tek. parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} = & \rho_{\text{bahan}} \times g \times \text{Hb} \\
 P \text{ bahan} = & 21,1 \times 9,8 \times 5,92
 \end{aligned}$$

$$P \text{ bahan} = 1.224 \text{ N/m}^2 = 0,178$$

$$P \text{ Operasi} = 14,7 \text{ psia}$$

$$= 2,1 \text{ psig}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$P_d = 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P \text{ Operasi}$$

$$= 1,1 \times 14,878$$

$$\begin{aligned} P_d = P_i &= 16,366 \text{ psia} \\ &= 2,338 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

$$f \text{ (Allowable stress)} = 11250 \text{ (Brownell Young Tab.13.1)}$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (double-welded butt joint)}$$

$$C \text{ (Corrosion Factor)} = 1/8$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder} &= \frac{P_i \times OD}{2 (f.E + 0,4 P_i)} + C \\ &= \frac{3.731,425}{18.013,09} + \frac{4}{5} \\ &= 1,007 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal sil. standar} &= \frac{1}{1} = 1,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID - 2 t \text{ silinder} \\ 228 &= ID - 2 \end{aligned}$$

$$ID = 226 \text{ in}$$

$$ID = 5,7403969 \text{ m}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

$$OD = 228 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11 \text{ in}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Tebal head} &= \frac{0,885 \times P_i r}{2 (f.E + 0,1 P_i)} + C \\ &= \frac{2.462,250}{18.003,27} + \frac{1}{8} \\ &= 0,2618 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar} = 1/3 \text{ in}$$

pers. Brownell Young hal 87

$$a = 0,5 ID = 113 \text{ in}$$

$$AB = 0,5 ID - icr = 102 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 159 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 121,971308 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 48,0286919 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 50,3411919 \text{ in}$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = OD + OD/42 + (2x sf) + (2/3 x icr)$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = 245 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (thb)
tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 T_{hb} &= \frac{\pi \times (OD - 2ts) + C}{2(f.E + 0,1 \pi) \cos \alpha} \\
 &= \frac{3.698,694 + 17.998,40}{17.998,40} \\
 &= 0,331 \text{ in} \\
 \text{tebal conical standard} &= \mathbf{3/8 \text{ in}}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat Tangki Penyimpanan			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat :		Tangki penyimpanan (F-174))	
Fungsi :	Menyimpan bubuk kakao hasil pretreatment		
Bentuk/Tipe :	silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160°		
Bahan :	Carbon Steel SA 285 Grade A		
Kapasitas :	168.162	kg/jam	
Jumlah :	1	unit	
Tinggi tangki :	9,987	m	
OD :	228	in	
ID :	226	in	
Dimensi			
Tebal silinder (ts):	1	in	
Tebal tutup atas (tha):	1/3	in	
Tebal tutup bawah (thb):	3/8	in	

Reaktor Hidrolisis (R-180)

Fungsi : reaktor untuk menghasilkan hidrolisat gula
Waktu tinggal : 12 jam
Banyak tangki : 2 buah

Komponen	Massa (kg)	ρ (kg/m ³)	Volume (m ³)
Lignin	293,870	1060	0,2772
Selulosa	76.185,4	1500	50,790
Hemiselulosa	23.425,5	1110	21,104
Air	158.133	9970	15,86
Enzim selulase	41,495	1040	0,0399
Asam sitrat	408,305	1660	0,2460
Sodium sitrat	712,691	1700	0,4192
total	259.200	18040	88,738

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran} &= \frac{259.200}{88,738} \\
 &= 2920,9773 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 182,3506557 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 15,86 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\
 &= 95,17 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ volume tangki} \\
 \text{Volume tangki} &= 118,96 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume silinder} &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\
 &= 1,1775 \times D^3 \\
 \text{Volume Konis} &= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80} \\
 &= 0,0231 \times D^3 \quad 2,2076486 \\
 \text{Volume tutup atas} &= 0,0847 \times D^3 \quad 8,0947114 \\
 \text{Volume Total} &= 1,2853 D^3 \\
 118,96 &= 1,2853 D^3 \\
 D^3 &= 92,552 \text{ m}^3 \\
 D &= 4,523363 \text{ m} = 178,085242 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 180 \text{ in} = 4,57199753 \text{ m} \\
 & \text{(Brownell \& Young, hal 90)} \\
 \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \quad \text{(Kusnarjo, 2010)} \\
 &= 6,857996 \text{ m} = 270 \text{ in} \\
 \\
 \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan (0,5 \alpha)} \\
 &= \frac{4,571998}{2 \times \tan 80} \\
 &= 0,253897 \text{ m} = 9,9959406 \text{ in} \\
 \text{Tinggi dishead head (hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
 &= 0,772668 \text{ m} = 30,42 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= H_s + H_c + H_d \\
 &= 7,9 \text{ m} \\
 \\
 \text{Volume larutan dalam konis} &= 0,0231 \times \text{OD}^3 \\
 &= 2,208 \text{ m}^3 \\
 \text{Vol. larutan dalam silinder} &
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{vol. Larutan} - \text{vol lar. dalam conis} \\
 &= 95,165 - 2,208 \\
 &= 92,958 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} \\
 &= \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= \frac{92,958}{16,40898} \\
 &= 5,665 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bahan dlm tangki (Hb)} \\
 &= \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis} \\
 &= 5,67 + 0,25389675 \\
 &= 5,92 \text{ m} \\
 \text{Menentukan tekanan desain (Pd)} &= \\
 \text{tekanan operasi tangki sama dengan tek. atmosfer plus tek. parsial bahan} \\
 \text{P bahan} &= p_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 \text{P bahan} &= 2921,0 \times 9,8 \times 5,92 \\
 \text{P bahan} &= 169.463 \text{ N/m}^2 = 24,649 \\
 \text{P Operasi} &= 14,7 \text{ psia} \\
 &= 2,1 \text{ psig} \\
 \text{Asumsi : tekanan desain dlebihkan sebesar 10\%} \\
 \text{Pd} &= 1,1 \times \text{Pbahan} + \text{P Operasi} \\
 &= 1,1 \times 39,349 \\
 \text{Pd} &= 43,284 \text{ psia} \\
 &= 6,183 \text{ psig} \\
 \text{Menentukan Ketebalan Silinder} \\
 \text{f (Allowable stress)} &= 11250 \text{ (Brownell Young Tab.13.1)} \\
 \text{E (allowable efficiency)} &= 80\% \text{ (double-welded butt joint)} \\
 \text{C (Corrosion Factor)} &= 1/8 \\
 \text{Tebal silinder} &= \frac{\text{Pi} \times \text{OD}}{2 (\text{f.E} + 0,4 \text{ Pi})} + \text{C} \\
 &= \frac{7.791,174}{18.034,63} + 1/8 \\
 &= 0,557 \text{ in} \\
 \text{Tebal sil. standar} &= \frac{5}{8} = 0,63 \\
 \text{OD} &= \text{ID} - 2 \text{ t silinder} \\
 180 &= \text{ID} - 1,25 \\
 \text{ID} &= 178,75 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 4,540247548 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah
menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

OD	=	180 in
r	=	170 in
icr	=	11 in
sf	=	2 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal head} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{2 (f.E + 0,1 \text{Pi})} + C \\ &= \frac{6.512,123}{18.008,66} + \frac{1}{8} \\ &= 0,4866 \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar = 0,5 in

pers. Brownell Young hal 87

a	=	0,5 ID =	89,375 in
AB	=	0,5 ID - icr	78 3/8 in
BC	=	r-icr =	159 in
AC	=	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	= 138,341459 in
b	=	$r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$	= 31,6585407 in
OA	=	t+b+sf =	34,1585407 in

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{42} + (2 \times \text{sf}) + \left(\frac{2}{3} \times \text{icr}\right)$$

Blank ketebalan diameter = 196 in

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned} \text{T hb} &= \frac{\text{Pi} \times (\text{OD} - 2\text{ts})}{2 (f.E + 0,1 \text{Pi}) \cos \alpha} + C \\ &= \frac{7.737,068}{17.995,78} + \frac{1}{8} \\ &= 0,555 \text{ in} \end{aligned}$$

tebal conical standard = 0,625 in

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

laju alir air	=	15,86 m ³ /jam
	=	7,93 ft ³ /min
Densitas pelarut	=	997 kg/m ³
	=	62 lb/ft ³

asumsi aliran = turbulen

$$\begin{aligned} \text{Viskositas air} &= 1,13 \text{ cp} = 0,000791 \text{ lb/cu.ft} \\ \rho &= 0,22 \text{ fig. 14-2 Peters \& Timmerhause} \\ \text{diameter nozzle} &= 3,5 \text{ in} \\ & \text{(schedule Number = 40)} \end{aligned}$$

dengan dimensi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0,405 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,269 \text{ in} \\ &= 0,022000491 \text{ ft} \\ A &= 0,0004 \text{ ft}^2 \\ v &= 2,2454 \text{ ft/s} \\ \text{Nre} &= 13.992 \end{aligned}$$

$\text{Nre} > 2100$, maka asumsi awal benar

menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed. Hal 158)

$$\begin{aligned} \text{Da/Dt} &= 0,4 & \text{Dt} &= 0,5975 \\ \text{Da/W} &= 5 & \text{Da} &= 0,239 \text{ m} \\ \text{Da/L} &= 4 & &= 0,78412076 \text{ ft} \\ \text{Dt/C} &= 3 & \text{W} &= 0,0478 \\ \text{Dt/J} &= 12 & \text{L} &= 0,05975 \\ \text{N} &= 60 \text{ rpm} & \text{C} &= 0,19916667 \\ \text{N} &= 1 \text{ rps} & \text{J} &= 0,04979167 \\ \rho \text{ larutan} &= 997 \text{ kg/m}^3 & & \text{lb/cu.ft} \\ \text{viskositas larutan} &= 1,13 \text{ cp} & &= 0,000791 \\ \text{Nre} &= 71.997 \text{ (turbulen)} \\ \text{dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :} \\ \text{Np} &= 4,98 \\ \text{P (daya)} &= 3,87181 \text{ Joule/s} \\ &= 0,003872 \text{ kW} \\ &= 0,005192 \text{ hp (horse power)} \end{aligned}$$

kinetika reaksi hidrolisis

Fungsi : reaktor untuk menghasilkan glukosa

Bentuk : silinder tegak dengan bagian atas tutup dishead head dan bagian bawah berbentuk konis 160° disertai pengaduk

Operasi : Batch

Waktu tinggal : 12 jam

Bahan Konstruksi : Satinless steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah tangki : 2 buah

Tabel komposisi dan volume campuran glukosa

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	ρ (kg/m ³)	V (L)
lignin	293,869968	#DIV/0!	1,3	1,06	277,23582
selulosa	69945,8112	#DIV/0!	1,44	1,5	46630,541
hemiselulosa	21506,9373	#DIV/0!	0,27	11,11	1935,8179
enzim selulase	41,495	#DIV/0!	1,25	1,04	39,899038
asam sitrat	408,304836	#DIV/0!	1,24	1,66	245,96677
sodium sitrat	712,690767	#DIV/0!	1,8	1,7	419,22986
H ₂ O	158133,048	#DIV/0!	1	0,98	161360,25
Glukosa	6239,58385	#DIV/0!	1,56	1,56	3999,7332
xylosa	1918,54717	#DIV/0!	1,525	1,52	1262,2021
Total	259200,288	#DIV/0!			216170,88

Komponen	x	ρ (kg/m ³)	ρ (kg/m ³) campuran
lignin	0,00113376	1,06	0,001201782
selulosa	0,26985237	1,5	0,40477855
hemiselulosa	0,0829742	11,11	0,921843393
enzim selulase	0,00016009	1,04	0,000166492
asam sitrat	0,00157525	1,66	0,002614912
sodium sitrat	0,00274958	1,7	0,004674278
H ₂ O	0,61008053	0,98	0,597878915
Glukosa	0,02407244	1,56	0,037553009
xylosa	0,00740179	1,52	0,011250727
Total	1		1,981962059

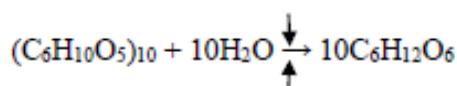
$$\phi_s = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa air dalam larutan}} = \frac{101067,24}{158133,048} = 0,6391279$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1,981962 \text{ kg/L} \\ &= 1981,962 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,1248 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. Larutan} &= 216170,9 \text{ L/jam} \\ &= 216,1709 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kinetika reaksi

enzim selulase



buffer sitrat

Dengan (-ra) =	laju reaksi selulosa
k =	konstanta laju reaksi
Ca =	konsentrasi selulosa
Diketahui Xa =	98%
t =	12 jam
Fv =	216,1709 m ³ /jam
Ca0 =	$\frac{\text{massa selulosa}}{\text{BM}} / Fv$
=	$\frac{69945,81}{1621,41} / 216,170878$
=	0,1996 kmol/m ³
Ca =	Ca0 (1-Xa)
=	0,003991

Persamaan laju reaksi :

A + B -> Produk

(-ra) = kCaCb, dengan Cb > Ca

k x Cbk = k'

maka, (-ra) = k' x ca

dari persamaan kecepatan reaksi diatas, reaksi likuifikasi merupakan reaksi orde satu. Jika harga (-ra) = -dCa/dt maka persamaan menjadi

$$\frac{-dCa}{dt} = k'Ca$$

Apabila Ca = Ca0 (1-Xa) dan diselesaikan dengan integral

$$-\int_{Ca0}^{Ca} \frac{dca}{ca} = kCa \quad \rightarrow \quad -\ln \frac{Ca}{Ca0} = kt$$

$$-\ln \frac{0,00399118}{0,1996} = k \times 12$$

$$k = \frac{5,523667529}{12}$$

$$k = 0,460305627$$

Jadi persamaan laju reaksinya menjadi :

$$(ra) = 0,00183716$$

Menghitung volume reaktor

V = Volume reaktor

Xa = konversi reaksi

$$\begin{aligned} \text{mol selulosa (Na0)} &= \frac{\text{massa selulosa}}{\text{BM selulosa}} \\ &= \frac{69945,81118}{1621,41} \\ &= 43,13887985 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$V = \frac{\text{Na0}}{t \times k \times \text{Ca0}} \times \ln(1 - Xa)_0^{0,98}$$

$$V = \frac{\text{Na0}}{t \times k \times \text{Ca0}} \times \ln(1 - 0,98) - \ln(1 - 0)$$

$$V = \frac{\text{Na0}}{t \times k \times \text{Ca0}} \times \ln 1 - \ln 0,98$$

$$V = \frac{\text{Na0}}{t \times k \times \text{Ca0}} \times \ln 1/0,98$$

$$V = \frac{43,1388799}{12 \times 0,4603 \times 0,1996} \times \ln 1/0,98$$

$$V = 39,1353892 \times 0,0202$$

$$V = 0,79053486 \text{ m}^3$$

Volume fluida yang menempati bejana 75% dari volume reaktor, maka

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 75\% \times V \\ &= 0,592901146 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Reaktor Hidrolisis	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat :	Reaktor Hidrolisis (R-180)
Fungsi :	Menghasilkan gula pereduksi dari bubuk kakao
Bentuk/Tipe :	silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160°, dilengkapi pengaduk
Bahan :	Carbon Steel SA 285 Grade A
Kapasitas :	259.200 kg/jam
Jumlah :	2 unit
Tinggi tangki :	7,9 m
OD :	180 in
ID :	178,75 in

Dimensi			
Tebal silinder (ts):	5/8	in	
Tebal tutup atas (tha):	1/2	in	
Tebal tutup bawah (thb):	5/8	in	
Jenis pengaduk :	flat six blade turbine with disk		
Daya pengaduk :	0,005192	hp	

Filter (H-181)

fungsi : memisahkan partikel padat dan cair

jenis : plate and frame filter

bahan konstruksi : carbon steel

jumlah : 1 unit

tabel komposisi dan volume filtrat

Komponen	Massa (kg)	x	rho	V
Glukosa	6.240	0,04559	1560	3,9997
Xylosa	1919	0,014021	1520	1,2625
Enzim selulase	33,4701	0,000245	1040	0,0322
Asam sitrat	408,3048	0,002983	1660	0,2460
Sodium sitrat	712,6908	0,005207	1700	0,4192
H ₂ O	127550,8417	0,931954	997	127,9346
Total	136.864	1		133,8943

Tabel komposisi dan volume cake

Komponen	Massa (kg)	x	rho (kg/m ³)	V	r' x
Lignin	293,86	0,00240206	1060	0,28	2,54617989
Selulase sisa	69.945,8	0,57175	1500	47	857,621607
Hemiselulase sis	21506,94	0,1758	1110	19	195,139097
H ₂ O	30582,21	0,250	997	30,67422869	249,233669
Enzim selulase	8,025	0,00007	1040	0,00771625	0,06822063
Total	122.337	1		97	1.305

Densitas Campuran Padatan = 1261,655 kg/m³
 Densitas Campuran Residu = 1022,179 kg/m³
 Rate Volumetrik Padatan = 96,965 m³/jam lb/jam
 = 1,616 m³/menit
 Rate Volumetrik Residu = 133,894 m³/jam
 = 0,0372 m³/s

Dari tabel 19-13 Perry, dipilih

- Medium filtering

- Konsentrasi solid 70%

Tebal padatan = 1/4 in = 0,00635 m

Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft².jam (Perry 5th, tabel 19-18)

$$\text{dipilih } 2 \text{ gal/ft}^2\cdot\text{jam} = 0,00758 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas frame total} &= \frac{\text{Volume filt}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{133,9}{0,00758} \\ &= 1641,03959 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dalam design ini dipilih ukuran plate & frame = 35 x 35 in
dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

$$\begin{aligned} \text{Luas efektif} &= 20 \text{ m}^2 \\ \text{Total kapasitas} &= 0,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah frame (N)} &= \frac{\text{Luas fran}}{\text{Luas efektif}} = \frac{1641,03959}{20} \\ &= 82,052 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dipakai } 83 \text{ plate} &\longrightarrow 83 \text{ frame} \\ \text{Plate \& frame yang dipakai} &= (2 \times N) - 1 \\ &= 2 \times 82 - 1 \\ &= 163 \text{ buah} \\ \text{Diketahui range tebal frame} &= 0,25 \text{ in} - 8 \text{ in} \\ &\text{(Mc Cabe 3th, hal 1004)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cake tiap frame} &= \frac{\text{volume cak}}{\text{jumlah frame}} = \frac{96,965}{82} \\ &= 1,18 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{\text{Volume cake tiap frame}}{\text{Luas efektif}}$$

$$\text{Tebal frame} = \frac{1,18}{20} = 0,05908775 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal frame} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total plate dan frame Plate and frame filter} &= \\ &163 \times 1 \\ &163 \text{ in} \\ &13,6 \text{ ft} \\ &4,1428 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Plate and frame filter

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Plate and frame filter (H-181)
Fungsi	Memisahkan padatan dan cairan hasil hidrolisis

Bentuk/Tipe	Plate & Frame Plate and frame filter
Bahan	Metal
Jumlah plate & frame	163 buah
Panjang Plate and frame filter	163 in = 4,1428 m
Ukuran Plate and frame filter	35 x 35 in
Tebal tiap frame	1 in
Luas area filtrasi	1.641 m ²
Jumlah	1 buah

Storage (F-182)

Fungsi : Menyimpan hidrolisat kakao hasil hidrolisis

Bahan : Carbon Steel Grad C

Kodisi Operasi

P : 1 atm

T : 30 C

batch cycle time : 2 jam

Komponen	Massa (kg)	x	rho	V
Glukosa	6.240	0,04559	1560	3,9997
Xylosa	1919	0,014021	1520	1,2625
Enzim selulase	33,4701	0,000245	1040	0,0322
Asam sitrat	408,3048	0,002983	1660	0,2460
Sodium sitrat	712,6908	0,005207	1700	0,4192
H ₂ O	127550,8417	0,931954	997	127,9346
Total	136.864	1		133,8943

Densitas campuran = 1022,1789 kg/m³

Volume larutan = 133,894 m³

Jumlah tangki : 1

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 133,894 \text{ m}^3$$

Volume larutan = 80% volume total

Volume Tangki = 167,368 m³

volume silinder = $0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$

volume silinder = $1,1775 \times D^3$

Volume Konis = $\frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$

Volume Konis = $0,0231 \times D^3$

Volume tutup atas = $0,0847 \times D^3$

Volume Total = $1,2853 D^3$

$$167,368 + 1,2853 D^3$$

$$D^3 = 130,217 \text{ m}^3$$

$$D = 5,068613233 \text{ m} = 199,5518098 \text{ in}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 204 \text{ in} = 5,181597202 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$306 \text{ in} = 7,772395803 \text{ m}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{204}{2 \times \tan 80}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = 11,328733 \text{ in} = 0,287749655 \text{ m}$$

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 0,169 \text{ OD} = 34,476 \text{ in}$$

$$= 0,875689927 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = \text{Hs} + \text{Hc} + \text{Hd} = 8,935835385 \text{ m}$$

$$\text{Vol lar. Asam sitrat dala konis} = \text{Volume konis}$$

$$= 0,0231 \times D^3$$

$$= 3,008 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. bahan dalam silinder} = \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis}$$

$$= 167,368 - 3,008$$

$$= 164,360 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi bahan dlm silinder} = \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2}$$

$$= \frac{133,894}{21,07642541}$$

$$= 6,353 \text{ m}$$

$$\text{tinggi bahan dlm tangki (Hb)} = \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis}$$

$$6,353 + 0,287749655$$

$$\text{tinggi bahan dlm tangki (Hb)} = 6,641 \text{ m}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

tekanan operasi tangki sama dengan teknaan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ bahan} = \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b$$

$$P \text{ bahan} = 1022,178942 \times 9,8 \times 6,353$$

$$P \text{ bahan} = 63.638,217 \text{ N/m}^2 = 9,257 \text{ psia}$$

$$P \text{ Operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$= 2,1 \text{ psig}$$

asumsi: tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$P_d = 1,1 \times (P_{\text{bahan}} + P \text{ Operasi})$$

$$= 1,1 \times 23,957$$

$$P_d = P_i = 26,352 \text{ psia}$$

$$= 3,765 \text{ psig}$$

Menentukan Ketebalan Silir SA 285 grade A Carbon Steel

f (Allowable stress)	=	11250 (Brownell., Table 13.1)
E (allowable efficiency)	=	80% (double-welded butt joint)
C (Corrosion Factor)	=	1/8

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times OD}{2 (f.E + 0,4 P_i)} + C$$

$$= \frac{5.375,843}{\text{#####}} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,423 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

OD	=	ID - 2 t silinder	
204	=	ID -	3/4
ID	=	203,25 in	
ID	=	5,1625472 m	

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah
menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

OD	=	204 in
r	=	170 in
icr	=	12 1/4 in
sf	=	2 in
t head	=	$\frac{0,885 \times P_i r + C}{2 (f.E + 0,1 P_i)}$
	=	$\frac{3.964,68}{17.994,7} + \frac{1}{8}$
	=	0,3453 in

tebal dish head standar = 3/8 in

pers. Brownell Young hal 87

a	=	0,5 ID =	101,625 in
AB	=	0,5 ID - icr =	89,375 in
BC	=	r - icr =	157 3/4 in
AC	=	$(BC^2 - AB^2)^{1/2} =$	129,9891221 in
b	=	$r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} =$	40,01087786 in
OA	=	t + b + sf =	42,38587786 in

Blank ketebalan diameter	=	OD + OD/42 + (2x sf) + (2/3 x icr)
	=	221 in

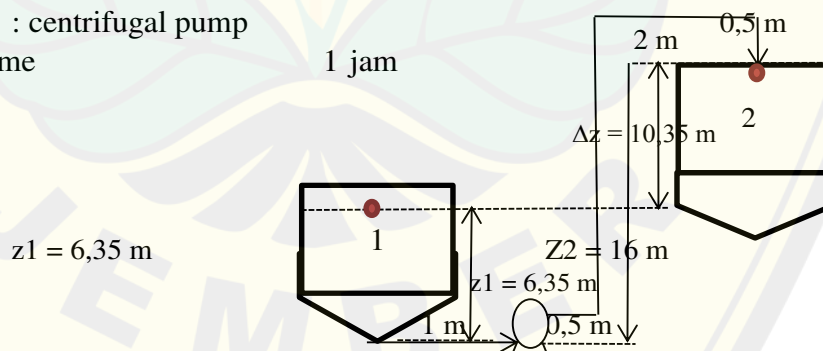
Menentukan tebal tutup bawah (thb)
tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 T_{hb} &= \frac{\pi \times (OD - 2t_s + C)}{2(f.E + 0,1 \pi) \cos \alpha} \\
 &= \frac{114,236 + 1/8}{36.002,6} \\
 &= 0,128 \text{ in} \\
 \text{tebal conical standard} &= 1/5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penyimpanan (F-182)
Fungsi	: Untuk menyimpan hidrolisat kakao
Bentuk/Tipe	: Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan bawah conical 160°
Bahan	: Carbon Steel grade C
Kapasitas	: 136.864 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Tinggi Tangki	: 8,9358354 m
OD	: 204 in
ID	: 203,25 in
Dimensi	:
Tebal silinder (ts)	: 3/8 in
Tebal tutup atas (tha)	: 3/8 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 1/5 in

Centrifugal Pump (L-183)

Fungsi : untuk memompa hidrolisat ke tangki prekultur dan fermentor
 Tipe : centrifugal pump
 batch cycle time : 1 jam



Komponen	Massa (kg)	x	rho	V
Glukosa	6.240	0,04559	1560	3,9997
Xylosa	1919	0,014021	1520	1,2625
Enzim selulase	33,4701	0,000245	1040	0,0322

Asam sitrat	408,3048	0,002983	1660	0,2460
Sodium sitrat	712,6908	0,005207	1700	0,4192
H ₂ O	127550,8417	0,931954	997	127,9346
Total	136.864	1		133,8943

Titik referensi

Titik 1 : tangki penyimpanan hidrolisat (F-182)

Titik 2 : dari centrifugal pump hidrolisat masuk ke tangki prekultur

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	133,89 m ³ /jam
	=	0,372 m ³ /s
	=	13,135 ft ³ /s
	=	788,070 ft ³ /min
Densitas campuran	=	1.022,179 kg/m ³
		1,022 m ³ /jam
		0,601 ft ³ /min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhause hal.498 didapatkan :

Di	=	6
Schedule no	=	40
OD	=	6,625 in
	=	0,168275 m
ID	=	6,065 in
	=	0,154051 m
A	=	155 ft ²
	=	14,3995 m ²
v	=	$\frac{Q}{A} = \frac{16,005}{14,3995}$
	=	1,111497 m/s
Nre	=	$\frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$
	=	$\frac{170,7134}{0,0187}$
	=	9129,061

(Nre > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_c = 0,55(1-(A_2/A_1))$$

$$v_2 = v_1$$

karena luas permukaan tangki (A_1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A_2), sehingga $A_1 \gg \gg \gg \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\begin{aligned} \text{maka } K_c &= 0,55 \\ h_c &= \frac{0,55}{2} \times \frac{0,8855}{1} \\ &= 0,243513 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 20 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$N_{re} = 9129$$

$$L = 20 \text{ m}$$

dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai $f = 0,005$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4 f v^2 L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\ &= \frac{0,3542}{0,308102} \\ &= 1,150 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} h_f &= 4 \left(\frac{K_f v^2}{2} \right) + \frac{K_f v^2}{2} \\ &= 4 \left(\frac{0,664125}{2} \right) + \frac{5,313}{2} \\ &= 3,98475 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_{ex} = (1 - (A_2/A_3))^2$$

diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\text{maka, } A_2 = 1/9 A_3$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } K_{ex} &= (1 - (1/9 A_3 / A_3))^2 \\ &= 0,7885 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{0,7885}{2} \times \frac{0,8855}{1} \\ &= 0,349108375 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma F_s &= hc + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 5,727 \text{ J/kg} \\ Z_1 &= 6,35 \text{ m} \\ Z_2 &= 16,34 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 1194 \text{ kg.m}^3 \\ v_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = 0 \\ v_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = 1,11149693 \text{ m/s} \\ a &= 0,5 \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$\begin{aligned} Z_1 g + P_1/\rho_1 + v_1^2/2a - W_s - \Sigma F &= Z_2 g + P_2/\rho_2 + v_2^2/2a \\ 56,6571131 - W_s &= 160,57821 \\ W_s &= 217,235323 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kapasitas larutan masuk} &= 5.895,6 \text{ gal/min} \\ \text{efisiensi pompa } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)} \\ W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{217,2353229}{0,8} = 271,54415 \\ \text{brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)} \\ &= \frac{271,5441536 \times 0,44}{1000} \\ &= 0,119479428 \text{ kW} \\ &= 0,160221912 \text{ hp} \\ \text{efisiensi motor } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)} \\ \text{power motor} &= \frac{0,160221912}{0,8} \\ &= 0,20027739 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Centrifugal Pump (L-183)
Fungsi	Memompa hidrolisat kakao dari reaktor hidrolisis menuju tangki prekultur dan fermentor
Bentuk/Tipe	Komersial steel / Centrifugal Pump

Nominal size pipe :	6, sch 40		
Elbow :	90°		
Jumlah :	1	unit	
OD :	6,625	in	
ID :	6,065	in	
Panjang :	20,0	m	
Daya :	0,2003	hp	

Tangki prekultur (R-210)

Fungsi : Mengembangbiakkan bakteri

Kondisi Operasi

P = 1 atm

T = 30 C

batch cycle time 1 jam

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis	Volume (m3)
Tryptone bacto	27,37	2100	0,013
Yeast Extract	9,12	1500	0,006
CH ₃ COONH ₄	13,69	1170	0,012
MgSO ₄ -7H ₂ O	1,37	2660	0,001
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,05	2840	1,76056E-05
KH ₂ PO ₄	2,28	2340	0,001
H ₂ O	17.263,32	997	17,3152658
glukosa	623,96	1560	0,399974359
xylosa	191,85	1520	0,126217105
enzim selulase	3,35	1530	0,002189542
Asam sitrat	40,83	1660	0,024596386
Sodium sitrat	71,27	1700	0,041923529
Media Refresh	2.027,61	970	2,090319588
Bakteri (gram)	0,002	966	2,07039E-06
Total	20.276,07		20,033

densitas campuran = 1.012,1 kg/m³

volume larutan = 20,033 m³

Jumlah tangki = 1

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 20,033 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 80\% \text{ volume total}$$

$$\text{Volume Tangki} = 25,041$$

$$\text{volume silinder} = 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$$

$$\text{volume silinder} = 1,1775$$

$$\text{Volume Konis} = \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$$

$$\text{Volume Koni} = 0,0231 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup} = 0,0847 \times D^3$$

$$\text{Volume Tota} = 1,2853 D^3$$

$$20,033 = 1,2853 D^3$$

$$D^3 = 15,586 \text{ m}^3$$

$$D = 2,4979 \text{ m} = 98,3434945 \text{ ft}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 102 \text{ in} = 2,5907986 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bagian } 1,5 \times \text{OD} = 153 \text{ in} = 3,8861979$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{102}{2 \times \tan 80} \text{ m}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = 5,664366 \text{ in} = 0,14387483$$

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 0,169 \text{ OD} = 17,238 \text{ in} = 0,43784496 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = H_s + H_c + H_d = 4,467918 \text{ m}$$

$$\text{Vol lar. Asam sitrat dalam} = \text{Volume konis}$$

$$\text{konis} = 0,0231 \times D^3$$

$$0,360 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. bahan dalam silinder} = \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam} = 0,360$$

$$= 25,041 -$$

$$24,681 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi bahan dlm silinder} = \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2}$$

$$= \frac{20,033}{5,269106352}$$

$$= 3,802 \text{ m}$$

$$\text{tinggi bhn dlm tangki (Hb)} = \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis}$$

$$\text{tinggi bhn dlm tangki (Hb)} = 3,802 + 0,14387483 = 3,946 \text{ m}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

tekanan operasi tangki sama dengan teknaan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P \text{ bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\ P \text{ bahan} &= 1012,1432 \times 9,8 \times 3,946 \\ P \text{ bahan} &= 39.138,52 \text{ N/m}^2 = 5,693 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ &= 2,1 \text{ psig} \end{aligned}$$

asumsi: tekanan desain dlebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P \text{ Operasi} \\ &= 1,1 \times 20,393 \\ P_d = P_i &= 22,432 \text{ psia} \\ &= 3,205 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silin SA 285 grade A Carbon Steel

$$f \text{ (Allowable } \sigma) = 11250 \text{ (Buku Brownell Young Table 13.1)}$$

$$E \text{ (allowable } \epsilon) = 80\% \text{ (double-welded butt joint)}$$

$$C \text{ (Corrosion)} = 1/8$$

$$\begin{aligned} t \text{ silinder} &= \frac{P_i \times OD}{2 (f.E + 0,4 P_i)} + C \\ &= \frac{2.288,1}{18.018} + 1/8 \\ &= 0,25 \text{ in} \\ &= 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID - 2 t \text{ silinder} \\ 102 &= ID - 1/2 \\ ID &= 101,5 \text{ in} \\ ID &= 2,578099 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

$$\begin{aligned} OD &= 102 \text{ in} \\ r &= 96 \text{ in} \\ icr &= 6 \frac{1}{8} \text{ in} \\ sf &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r + C}{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi})} \\
 &= \frac{1.906}{18.004} + \frac{1}{8} \\
 &= 0,2309 \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal dish head standar = 1/4 in

pers. Brownell Young hal 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \text{ ID} = 50,75 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 44,625 \text{ in} \\
 BC &= r - \text{icr} = 89 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 78,0136206 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 17,9863794 \text{ in} \\
 OA &= t + b + \text{sf} = 20,2363794
 \end{aligned}$$

Blank ketebal = $OD + OD/42 + (2x \text{ sf}) + (2/3 \times \text{icr})$

Blank ketebalan diameter = 113 in

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 T \text{ hb} &= \frac{\text{Pi} \times (OD - 2t + C)}{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi}) \cos \alpha} \\
 &= \frac{2.276,8}{19.098} + \frac{1}{8} \\
 &= 0,244 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal conical standard = 1/4 in

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir air} &= 2.028 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,034 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1,017 \text{ ft}^3/\text{min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas pelar} &= 970,000 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 60,63 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

asumsi aliran = turbulen

Viskositas air = 0,0089 cp

cp = 0,0089 figure 14-2 peters & Timmerhouse

diameter nozzle = 6 in (schedule Number = 80)

dengan dimensi sebagai berikut:

OD = 6,625 in

ID = 5,761 in

= 0,47117 ft

A = 34,45414 ft²

$v = 26,1 \text{ ft/s}$ appendix 11 buku Kern

$N_{re} = 83.768$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal benar

Menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed $Dt = 0,5975$)

$Da/Dt = 0,4$ $Da = 0,239$

$Da/W = 5$ $W = 0,0478$

$Da/L = 4$ $L = 0,05975$

$Dt/C = 3$ $C = 0,199166667$

$Dt/J = 12$ $J = 0,049791667$

$N = 60 \text{ rpm}$

$N = 1 \text{ rps}$

$\rho_{\text{Air}} = 997,000 \text{ kg/m}^3$

viskositas air : $0,0089 \text{ kg/m.s}$

$N_{re} = 6.399$ (turbulen)

dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :

$N_p = 4,1$

$P(\text{daya}) = 3,188 \text{ Joule/s}$

$0,00318763 \text{ kW}$

$0,00427468 \text{ hp (horse power)}$

Spesifikasi alat Reaktor Prekultur			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat :		Reaktor prekultur (R-210)	
Fungsi :		Mengembangbiakkan bakteri	
Bentuk/Tipe :		silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160° , dilengkapi pengaduk	
Bahan :		Carbon Steel SA 285 Grade A	
Kapasitas :	20.276	kg/jam	
Jumlah :	1	unit	
Tinggi tangki :	4,5	m	
OD :	102	in	
ID :	101,5	in	
Dimensi			
Tebal silinder (ts):	1/4	in	
Tebal tutup atas (tha):	1/4	in	
Tebal tutup bawah (thb):	1/4	in	
Jenis pengaduk :	flat six blade turbine with disk		
Daya pengaduk :	0,004275	hp	

Gear Pump (L-211)

Fungsi : Untuk memompa media prekultor menuju ke tangki Na-Alginat

Tipe : Gear Pump

Titik Referensi :

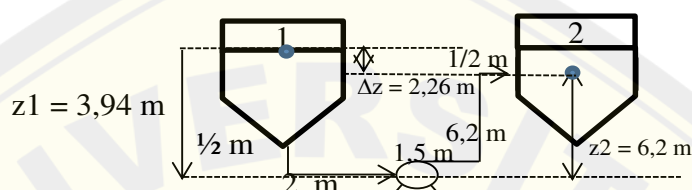
Titik 1 : Reaktor prekultor

Titik 2 : Tangki Na-Alginat

Dasar Pemilihan : digunakan untuk viskositas tinggi (2,5-1500 cp)

Jumlah : 1 buah

Sketsa :

**Kondisi Operasi**

P = 1 atm

T = 30 °C

Rate massa masuk = 20.276 kg/jam

Densitas larutan = 1.012,14 kg/m³
= 66,945 lb/ft³

Viskositas larutan = 0,899 cP
0,000899 kg/m.s

Laju alir volumetrik = $\frac{20.276 \text{ kg/jam}}{1012,143201 \text{ kg/m}^3}$
= 20 m³/jam
= 0,0056 m³/s
= 7,455 ft³/s

Perhitungan :

Perkiraan panjang pipa lurus = 10,7 m = 35,09 ft

Jumlah elbow = 5 buah

Tinggi liquid pada reaktor = 3,94 m

Tinggi feed masuk (Z2) = 6,2 m

Z1 = 3,94 = 12,9232 ft

ΔZ = Z2 - Z1 = 26,2467
= 6,2 - 3,94
= 2,26 m

Komponen	Massa (kg)	Rho(kg/m ³)	Volume	Xi
Tryptone bacto	27,37	997	0,027452357	0,00134987
Yeast Extract	9,12	997	0,009147442	0,00044979

CH ₃ COONH ₄	13,69	2160	0,006337963	0,00067518
MgSO ₄ -7H ₂ O	1,37	2660	0,000515038	6,7567E-05
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,05	2200	2,27273E-05	2,466E-06
KH ₂ PO ₄	2,28	2320	0,000982759	0,00011245
H ₂ O	17263,32	997	17,3152658	0,85141351
glukosa	623,96	1560	0,399974359	0,03077322
xylosa	191,85	1520	0,126217105	0,00946189
enzim selulase	3,35	1530	0,002189542	0,00016522
Asam sitrat	40,83	1660	0,024596386	0,0020137
Sodium sitrat	71,27	1700	0,041923529	0,00351498
Media Refresh	2.027,61	970	2,090319588	0,10000015
Total	20.276,07		20,045	1,000

Komponen	μ(cP)	μ camp
Tryptone bacto	0,89172	0,0012037
Yeast Extract	0,2817	0,0001267
CH ₃ COONH ₄	0,02651	1,79E-05
MgSO ₄ -7H ₂ O	2,231	0,0001507
FeSO ₄ -7H ₂ O	3,612	8,907E-06
KH ₂ PO ₄	7,12	0,0008006
H ₂ O	0,838	0,7134845
glukosa	0,4425	0,0136172
xylosa	0,4425	0,0041869
enzim selulase	0,12653	2,091E-05
Asam sitrat	4,74	0,009545
Sodium sitrat	0,512	0,0017997
Media Refresh	0,838	0,0838001
Total		0,8287628

densitas campuran = 1.011,530 kg/m³

Viskositas campuran = 0,8288 cp

Waktu pemompaan = 1 jam

(Peters,1991,hal 496)

$$ID \text{ optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 7,455^{0,45} \times 66,9^{0,13}$$

$$= 16,6344 \text{ in}$$

Maka dipilih pipa 8 in Dari Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pipe (Kern, 1983) dengan data data sebagai berikut:

$$\begin{aligned} D \text{ nominal} &= 8 \\ \text{Schedule no.} &= 40 \\ OD &= 8,625 \text{ in} = 0,715875 \text{ ft} = 0,2147625 \\ ID &= 7,981 \text{ in} = 0,662423 \text{ ft} = 0,1987269 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 234 \text{ in}^2 \\ &= 1,6250 \text{ ft}^2 \\ v &= \frac{7,4549 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,6250 \text{ ft}^2} = 4,5876 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ Nre &= \frac{1.011,530 \times 0,1987 \times 7,4549}{0,8288 \text{ cp} \times (1 \times 10^{-3})} \\ Nre &= 1.808.209 \end{aligned}$$

$Nre > 2100 \rightarrow$ aliran turbulen (dari Geankoplis, fig.2.10-3)

$$\begin{aligned} \text{Digunakan pipa } commercial \text{ steel} \quad e &= 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ (Geankoplis, fig.2.10-3)} \\ \frac{e}{ID} &= \frac{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}}{0,1987 \text{ m}} = 0,0002315 \\ \text{Sehingga, } f &= 0,0045 \text{ (dari Geankoplis, Table.2.10-1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Elbow } 90^\circ : 5 \text{ buah} &\rightarrow \frac{Le}{ID} = 35 \\ Le &= 5 \times 35 \times 0,6624 \\ &= 115,9 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total} &= 0,002014 \text{ ft} + 115,9 \\ &= 115,9 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{a. } f &= \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D} \\ &= \frac{2 \times 0,0045 \times 4,5876^2 \times 115,9}{32,174 \times 0,662423} \\ &= 1,030277 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

b. Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$f_c = \frac{K_c \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha} \longrightarrow \text{untuk aliran turbulen } \alpha = 1$$

dan $K_c = 0,55$
(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-16)

$$f_c = \frac{0,55 \times 4,5876^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$f_c = 0,179887 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi perluasan (*enlargement*)

$$f_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-15)

$$f_{ex} = \left[\frac{0 - 4,5876^2}{2 \times 32,174 \times 1} \right]$$

$$f_{ex} = \frac{(21,0461)}{64,348}$$

$$f_{ex} = (0,3271) \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma F = f + f_c + f_{ex}$$

$$\Sigma F = 1,030277 + 0,179886563 + (0,3271)$$

$$\Sigma F = 0,883097 \text{ ft.lbf/lb}$$

Asumsi : $\Delta P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lb/in}^2 = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$

$$\Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$2,26 + \frac{(0^2)}{2 \times 32,174} + \frac{2116,80 + 0,8831}{1011,5} = -W_s$$

$$-W_s = 2,26 + \frac{-21,047 + 2,0927}{64,348} + 0,883097$$

$$-W_s = 2,26 + -0,327073 + 2,0927 + 0,883097$$

$$-W_s = 4,908695 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$W_s = -4,908695 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$m_1 = \frac{20,276}{3600}$$

$$= 5,63 \text{ kg/s}$$

$$= 12,39 \text{ lb/s}$$

Efisiensi pompa = 20%

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s \cdot m_1}{\eta \cdot 550}$$

$$= \frac{4,908695 \times 12,391}{550}$$

$$= \frac{0,20 \times 550}{60,8233} = \frac{110,00}{60,8233} = 0,55 \text{ ft.lbt/s}$$

Efisiensi motor = 85% (Peter & Timmerhaus, . 521, Fig. 14-38)

$$\text{Power} = \frac{100\%}{85\%} \times 0,55 = 0,65 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat Gear Pump			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat		Gear Pump (L-211)	
Fungsi	:	Memompa media prekultuur menuju reaktor Na-Alginat	
Bentuk/Tipe	:	Gear Pump	
Nominal size pipe	:	8, sch 40	
Elbow	:	90°	
Jumlah	:	1	unit
OD	:	8,625	m
ID	:	7,981	m
Panjang	:	115,9	ft
Daya	:	0,65	hp

Reaktor Na Alginat (R-220)

Fungsi : Pembuatan sel imobilisasi

Kondisi Operasi :

P : 1 atm

T : 30 C

batch cycle time 1,1 jam

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis	Volume (m3)
Media Prekult	20.276,1	998	20,317
Na Alginat	6.083	874,92	6,952
NaCl	1.723	2160	0,798
H2O	174.678	997	175,204
Sel Imobil		998,76	0
Total	202.760		203,271

densitas camp 997,488373 kg/m3

volume laruta 203,271 m3

Jumlah tangki 1

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times \text{time}}{\text{jumlah tangki}} = 101,635 \text{ m3}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ volume total} \\
 \text{Volume Tangki} &= 127,044 \text{ m}^3 \\
 \text{volume silinder} &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\
 \text{volume silinder} &= \mathbf{1,1775 \times D^3} \\
 \text{Volume Konis} &= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80} \\
 \text{Volume Konis} &= \mathbf{0,0231 \times D^3} \\
 \text{Volume tutup atas} &= \mathbf{0,0847 \times D^3} \\
 \text{Volume Total} &= \mathbf{1,2853 D^3} \\
 127,044 &= 1,2853 D^3 \\
 D^3 &= 98,844 \text{ m}^3 \\
 D &= 4,6236 \text{ m} = 182,032943 \text{ in} \\
 \text{Standard OD} &= \mathbf{192 \text{ in}} = \mathbf{4,87679737 \text{ m}} \\
 \\
 \text{Tinggi bagian } 1,5 \times \text{OD} &= 288 \text{ in} = 7,31519605 \text{ m} \\
 \text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan (0,5 \alpha)} \\
 \text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{192}{2 \times \tan 80} \\
 \text{tinggi konis (Hc)} &= 10,66234 \text{ in} = 0,2708232 \text{ m} \\
 \text{tinggi dishead head (hd)} &= 0,169 \text{ OD} = 32,448 \text{ in} = 0,82417875 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= H_s + H_c + H_d \\
 &= 8,410198 \text{ m} \\
 \text{Vol bahan dalam konis} &= \text{Volume konis} \\
 &= 0,0231 \times D^3 \\
 &= 2,283 \text{ m}^3 \\
 \text{Vol. bahan dalam silinder} &= \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis} \\
 &= 127,044 - 2,283 \\
 &= 124,761 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi bahan dlm silinder} &= \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\frac{\pi}{4} \times \text{OD}^2} \\
 &= \frac{101,635}{18,66977476} \\
 &= 5,444 \text{ m} \\
 \text{tinggi bhn dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi lar. Dlm silinder} + \text{tinggi lar. Dlm konis} \\
 &= 5,444 + 0,2708232 \\
 \text{tinggi bhn dlm tangki (Hb)} &= 5,715 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\
 P_{\text{bahan}} &= 997,4884 \times 9,8 \times 5,715 \\
 P_{\text{bahan}} &= 55.863,10 \text{ N/m}^2 = 8,126 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
 &= 2,1 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

asumsi: tekanan desain dlebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times (P_{\text{bahan}} + P_{\text{Operasi}}) \\
 &= 1,1 \times 22,826 \\
 P_d = P_i &= 25,108 \text{ psia} \\
 &= 3,587 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silin SA 285 grade A Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 f \text{ (Allowable stress)} &= 11250 \text{ (Buku Brownell Young Table 13.1)} \\
 E \text{ (allowable efficiency)} &= 80\% \text{ (double-welded butt joint)} \\
 C \text{ (Corrosion Factor)} &= 1/8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2(f.E + 0,4 P_i)} + C \\
 &= \frac{4.821}{18.020} + 1/8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= 0,393 \text{ in} \\
 &= 4/9 = 0,4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID - 2 t_{\text{silinder}} \\
 192 &= ID - 0,875
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 191,125 \text{ in} \\
 ID &= 4,854572 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

$$\begin{aligned}
 OD &= 192 \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in} \\
 icr &= 12 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 sf &= 2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times P_i r}{f E} + C$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi})}{\frac{3.778}{17.995} +} \quad 1/8 \\
 &= 0,3349 \text{ in} \\
 \text{tebal dish head standar} &= \quad \mathbf{3/8 \text{ in}}
 \end{aligned}$$

pers. Brownell Young hal 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \text{ ID} = 95,5625 && \text{in} \\
 AB &= 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 83,3125 && \text{in} \\
 BC &= r - \text{icr} = 157,75 && \text{in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = 133,9555517 && \text{in} \\
 b &= r - \sqrt{BC^2 - AC^2} = 36,04444825 && \text{in} \\
 OA &= t + b + sf = 38,41944825 && \text{in}
 \end{aligned}$$

Blank ketebalan diameter = $OD + OD/42 + (2x \text{ sf}) + (2/3 x \text{ icr})$

Blank ketebalan diameter : 209 in

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned}
 T \text{ hb} &= \frac{\text{Pi} \times (OD - 2ts)}{2 (f.E + 0,1 \text{ Pi}) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{4.801,053}{37.097,583} + \quad 1/8 \\
 &= 0,254 \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal conical = 1/4 in

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

$$\text{Laju alir air} = 174.678 \text{ kg/jam}$$

$$= 175,204 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 87,602 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Densitas pelarut} = 997,000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,31 \text{ lb/ft}^3$$

asumsi aliran = turbulen

$$\text{Viskositas air} = 0,0089 \text{ cp}$$

$$\text{cp} = 0,0089 \text{ figure 14-2 peters \& Timmerhouse}$$

$$\text{diameter nozzle} = 6 \text{ in} \quad (\text{schedule Number} = 80)$$

dengan dimensi sebagai berikut:

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 5,761 \text{ in}$$

$$= 0,47117 \text{ ft}$$

$$A = 34,45414 \text{ ft}^2$$

$$v = 26,1 \text{ ft/s}$$

appendix 11 buku Kern

$$\text{Nre} = 86.100$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal benar

Nozzle inlet NaCl

Laju alir NaCl =	1.723 kg/jam	
=	1,728 m ³ /jam	
=	0,864 ft ³ /min	
Densitas pelarut =	2160 kg/m ³	
=	135,00 lb/ft ³	
asumsi aliran =	turbulen	
Viskositas Na =	0,004 cp	
cp =	0,00087 figure 14-2 peters & Timmerhause	
diameter nozz =	0,5 in	(schedule Number = 40)
dengan dimensi sebagai berikut:		
OD =	0,84 in	
ID =	0,622 in	
=	0,050871 ft	
A =	0,553896 ft ²	
v =	0,304 ft/s	appendix 11 buku Kern
N_{re} =	2.399,7	

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal benar

Menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

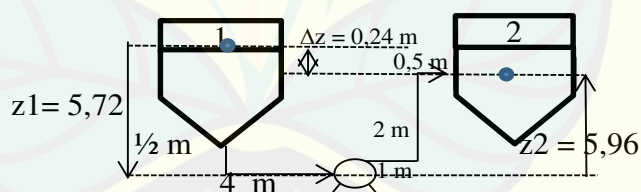
Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed)	$D_t =$	0,5975	
$D_a/D_t =$	0,4	$D_a =$	0,239 0,7841208
$D_a/W =$	5	$W =$	0,0478
$D_a/L =$	4	$L =$	0,05975
$D_t/C =$	3	$C =$	0,199166667
$D_t/J =$	12	$J =$	0,049791667
$N =$	60 rpm		
$N =$	1 rps		
rho campuran	997,488 kg/m ³		
viskositas larut	0,00062 kg/m.s		
N_{re}	91.899 (turbulen)		
dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :			
$N_p =$	4,8		
P (daya) =	3,734 Joule/s		
	0,00373369 kW		
	0,00500696 hp (horse power)		

Spesifikasi alat Reaktor Na-Alginat	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat :	Reaktor Na- alginat (R-220)

Fungsi	:	Pembuatan sel imobilisasi		
Bentuk/Tipe	:	silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160°, dilengkapi pengaduk		
Bahan	:	Carbon Steel SA 285 Grade A		
Kapasitas	:	202.760	kg/jam	
Jumlah	:	1	unit	
Tinggi tangki	:	8,4	m	
OD	:	192	in	
ID	:	191,125	in	
Dimensi				
Tebal silinder (ts):		4/9	in	
Tebal tutup atas (tha):		3/8	in	
Tebal tutup bawah (thb):		1/4	in	
Jenis pengaduk :		flat six blade turbine with disk		
Daya pengaduk :		0,005007	hp	

Gear Pump (L-221)

Fungsi	:	Untuk memompa sel Imobilisasi menuju mixer Beads
Tipe	:	Gear Pump
Titik Referensi	:	
Titik 1	:	Reaktor Na-alginat
Titik 2	:	Mixer Beads
Dasar Pemilihan	:	digunakan untuk viskositas tinggi (2,5-1500 cp)
Jumlah	:	1 buah
Sketsa	:	

**Kondisi Operasi**

P	=	1 atm
T	=	30 °C
Rate massa masuk	=	202.760 kg/jam
Densitas larutan	=	997,49 kg/m ³
	=	66,945 lb/ft ³
Viskositas larutan =		0,899 cP
		0,000899 kg/m.s
Laju alir volumetrik	=	$\frac{202.760}{997,4883734}$ kg/jam
		kg/m ³

	=	203 m ³ /jam	
	=	0,0565 m ³ /s	
	=	7,455 ft ³ /s	
Perhitungan	:		
Perkiraan panjang pipa lurus	=	8 m	= 26,2 ft
Jumlah elbow	=	5 buah	
Tinggi liquid pada reaktor	=	5,72 m	
Tinggi feed masuk (Z2)	=	5,96 m	
Z1	=	5,72 m	
ΔZ	=	Z2 - Z1 =	
	=	5,96 -	5,72
	=	0,24 m	

Komponen	Massa (kg)	ρ (kg/m ³)	V (m ³)	Fraksi
Tryptone bacto	27,37	2100	0,013	0,001349867
Yeast Extract	9,12	1500	0,006	0,000449791
CH ₃ COONH ₄	13,69	1170	0,012	0,00067518
MgSO ₄ -7H ₂ O	1,37	2660	0,001	6,75673E-05
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,05	2840	1,76056E-05	2,46596E-06
KH ₂ PO ₄	2,28	2340	0,001	0,000112448
H ₂ O	17.263,32	997	17,3152658	0,851413514
glukosa	623,96	1560	0,399974359	0,030773222
xyloza	191,85	1520	0,126217105	0,009461893
enzim selulase	3,35	1530	0,002189542	0,000165219
Asam sitrat	40,83	1660	0,024596386	0,002013704
Sodium sitrat	71,27	1700	0,041923529	0,003514981
Media Refresh	2.027,61	970	2,090319588	0,100000148
Total	20.276,07		20,033	1,000

Komponen	μ (cP)	μ camp
Tryptone bacto	0,89172	0,0012037
Yeast Extract	0,2817	0,0001267
CH ₃ COONH ₄	0,02651	1,79E-05
MgSO ₄ -7H ₂ O	2,231	0,0001507
FeSO ₄ -7H ₂ O	3,612	8,907E-06
KH ₂ PO ₄	7,12	0,0008006

H ₂ O	0,838	0,7134845
glukosa	0,4425	0,0136172
xylosa	0,4425	0,0041869
enzim selulase	0,12653	2,091E-05
Asam sitrat	4,74	0,009545
Sodium sitrat	0,512	0,0017997
Media Refresh	0,838	0,0838001
Total		0,8287628

densitas campuran = 1.012,143 kg/m³

Viskositas campuran = 0,8288 cp

Waktu pemompaan = 1 jam

(Peters,1991,hal 496)

$$\begin{aligned} \text{ID optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 7,455^{0,45} \times 66,9^{0,13} \\ &= 16,6344 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa 18 in Dari Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pipe (Kern, 1983) dengan data data sebagai berikut:

D nominal = 8

Schedule no. = 40

OD = 8,625 in = 0,715875 ft = 0,2147625

ID = 7,981 in = 0,662423 ft = 0,1987269

A = 234 in²

= 1,6250 ft²

v = $\frac{0,0005 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,6250 \text{ ft}^2} = 0,0003 \text{ ft/s}$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$\text{Nre} = \frac{1.012,143 \times 0,1987 \times 0,0565}{0,8288 \text{ cp} \times (1 \times 10^{-3})}$$

Nre = 13.704

Nre > 2100 → aliran turbulen (dari Geankoplis, fig.2.10-3)

Digunakan pipa *commercial steel* e = 4,6.10⁻⁵ (Geankoplis,fig.2.10-3)

$$\frac{e}{\text{ID}} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}}{0,1987 \text{ m}} = 0,0002315$$

Sehingga, f = 0,0045

(dari Geankoplis, Table.2.10-1)

$$\begin{aligned} \text{Elbow } 90^\circ : 5 \text{ buah} &\quad \rightarrow \quad \frac{Le}{ID} = 35 \\ Le &= 5 \times 35 \times 0,6624 \\ &= 115,9 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total} &= 0,002014 \text{ ft} + 115,9 \\ &= 115,9 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Friksi gesekan dalam pipa

$$\begin{aligned} f &= \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{g_c \cdot D} \\ &= \frac{2 \times 0,0045 \times 4,5876^2 \times 115,9}{32,174 \times 0,662423} \\ &= 1,030277 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

b. Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$f_c = \frac{K_c \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha} \quad \rightarrow \quad \text{untuk aliran turbulen } \alpha = 1 \text{ dan } K_c = 0,55$$

(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-16)

$$f_c = \frac{0,55 \times 4,5876^2}{2 \times 32,174 \times 1} = 0,179887 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi perluasan (*enlargement*)

$$f_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha} \quad \text{(Geankoplis, 1993, pp. 93, eq. 2.10-15)}$$

$$f_{ex} = \left[\frac{0 - 4,5876^2}{2 \times 32,174 \times 1} \right]$$

$$f_{ex} = \frac{(21,0461)}{64,348} = (0,3271) \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma F = f + f_c + f_{ex}$$

$$\Sigma F = 1,030277 + 0,179886563 + (0,3271)$$

$$\Sigma F = 0,883097 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Asumsi : } \Delta P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lb/in}^2 = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}
 0,24 + \frac{(0^2)}{2 \times 32,174} + \frac{2116,80 + 0,8831}{1012,1} &= -W_s \\
 -W_s &= 0,24 + \frac{0,000 + 2,0914}{64,348} + 0,883097 \\
 -W_s &= 0,24 + 0,000000 + 2,0914 + 0,883097 \\
 -W_s &= 3,214501 \text{ ft.lbf/lb} \\
 W_s &= -3,214501 \text{ ft.lbf/lb} \\
 m_1 &= \frac{20.276}{3600} \\
 &= 5,63 \text{ kg/s} \\
 &= 12,39 \text{ lb/s} \\
 \text{Efisiensi pompa} &= 20\% \\
 \text{Brake hp} &= \frac{-W_s \cdot m_1}{\eta \cdot 550} \\
 &= \frac{3,214501 \times 12,391}{0,20 \times 550} \\
 &= \frac{39,83066}{110,00} \\
 &= 0,36 \text{ ft.lbf/s} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 85\% \text{ (Peter \& Timmerhaus, . 521, Fig. 14-38)} \\
 \text{Power} &= \frac{100\%}{85\%} \times 0,36 \\
 &= 0,43 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Gear Pump			
Spesifikasi	Keterangan		
Nama dan Nomor Alat	Gear Pump (L-221)		
Fungsi	:	Memompa media prekultuur menuju reaktor	
		Beads	
Bentuk/Tipe	:	Gear Pump	
Nominal size pipe :		8, Sch 40	
Elbow	:	90°	
Jumlah	:	1	unit
OD	:	8,625	m
ID	:	7,981	m
Panjang	:	115,9	ft
Daya	:	0,43	hp

Mixer Beads (M-230)

Fungsi: Membentuk butiran sel imobilisasi
 batch cycle tir 0,33333 jam

Komponen	Massa (kg)	Massa jenis	Volume	
CaCl ₂ (s)	6.759	2150	3,1436	
H ₂ O	218.531	997	109,5943	
Sel Imobil (l)	202.761	1002,272	168,5842	
Total	428.050		281,3220	

$$\text{densitas campuran} = 1521,567 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{volume larutan} = 281,322 \text{ m}^3$$

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

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \text{ larutan} \times 93,774 \text{ m}^3}{\text{jumlah tangki}}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\% \text{ volume total}$$

$$\text{Volume Tangki} = 117,218 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume silinder} = 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$$

$$\text{Volume silinder} = 1,1775 \times D^3$$

$$\text{Volume Konis} = \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80}$$

$$\text{Volume Konis} = 0,0231 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times D^3$$

$$\text{Volume Total} = 1,2853 \times D^3$$

$$117,218 = 1,2853 \times D^3$$

$$D^3 = 91,199 \text{ m}^3$$

$$D = 4,5012 \text{ m} = 177,213114 \text{ in}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 180 \text{ in} = 4,57199753 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$270 \text{ in} = 6,8579963 \text{ m}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5 \alpha)}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = \frac{180}{2 \times \tan 80}$$

$$\text{tinggi konis (Hc)} = 9,995941 \text{ in} = 0,25389675 \text{ m}$$

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 0,169 \text{ OD}$$

$$\text{tinggi dishead head (hd)} = 30,42 \text{ in} = 0,77266758 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = H_s + H_c + H_d$$

$$7,884561 \text{ m}$$

$$\text{Vol lar. Asam sitrat dalam k} = \text{Volume konis}$$

$$= 0,0231 \times D^3$$

$$2,107 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. bahan dalam silinder} &= \text{vol. tangki} - \text{vol lar. Dalam konis} \\ \text{Vol. bahan dalam silinder} &= 117,218 - 2,107 \\ \text{Vol. bahan dalam silinder} &= 115,111 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dlm silinder} &= \frac{\text{vol. lar. Dlm silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\ &= \frac{93,774}{16,40898172} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan} &= 5,715 \text{ m} \\ \text{tinggi bahan dlm tangki (Hb tinggi lar. Dlm silinder + tingi lar. Dlm konis)} &= 5,715 + 0,25389675 \\ \text{tinggi bahan dlm tangki (Hb)} &= 5,969 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd) =

Tekanan operasi tangki sama dengan teknanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} \text{P bahan} &= p_{\text{bahan}} \times g \times H_b \\ \text{P bahan} &= 1521,5670 \times 9,8 \times 5,969 \\ \text{P bahan} &= 89.001,3 \text{ N/m}^2 = 12,946 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P Operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ &= 2,1 \text{ psig} \end{aligned}$$

asumsi: tekanan desain dlebihihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} \text{Pd} &= 1,1 \times \text{P bahan} + \text{P Operasi} \\ &= 1,1 \times 12,946 + 2,1 \\ \text{Pd} = \text{Pi} &= 30,410 \text{ psia} \\ &= 4,344 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silin SA 285 grade C Carbon Steel

$$f \text{ (Allowable stress)} = 12500 \text{ (Buku Brownell Young Table 13.1)}$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (double-welded butt joint)}$$

$$C \text{ (Corrosion Factor)} = 1/8$$

$$\begin{aligned} t \text{ silinder} &= \frac{\text{Pi} \times \text{OD}}{2(f.E + 0,4 \text{ Pi})} + C \\ &= \frac{5.473,9}{20144} + 1/8 \\ &= 0,397 \text{ in} \\ &= \frac{1}{2} = 0,438 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 t \text{ silinder}$$

$$180 = \text{ID} - 0,875$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 179,125 \text{ in} \\ \text{ID} &= 4,549773 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah
menentukan tebal tutup atas (Tha)

tabel 5.7 Brownell Young

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 180 \text{ in} \\ r &= 170 \text{ in} \\ \text{icr} &= 11 \text{ in} \\ \text{sf} &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t \text{ head} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r + C}{2 (f.E + 0,1 \text{Pi})} \\ &= \frac{4.575 + C}{20.006} \\ &= 0,3537 \text{ in} \\ \text{tebal dish head standar} &= \mathbf{3/8 \text{ in}} \end{aligned}$$

pers. Brownell Young hal 87

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \text{ ID} = 89,5625 \text{ in} \\ \text{AB} &= 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 78,5625 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 159 \text{ in} \\ \text{AC} &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 138,235066 \text{ in} \\ b &= r - ((BC^2) - (AB^2))^{1/2} = 31,7649336 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 34,1399336 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \text{OD} + \text{OD}/42 + (2 \times \text{sf}) + (2/3 \times \text{icr})$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \mathbf{196 \text{ in}}$$

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$

$$\begin{aligned} T \text{ hb} &= \frac{\text{Pi} \times (\text{OD} - 2t) + C}{2 (f.E + 0,1 \text{Pi}) \cos \alpha} \\ &= \frac{5.450}{41.220 + C} \\ &= 0,257 \text{ in} \\ \text{tebal conical} &= \mathbf{1/3 \text{ in}} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Nozzle

Nozzle inlet air

$$\begin{aligned} \text{laju alir air} &= 218.531 \text{ kg/jam} \\ &= 219,189 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 109,594 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas pelarut} = 997,000 \text{ kg/m}^3$$

$\rho = 62,31 \text{ lb/ft}^3$
 asumsi aliran = turbulen
 Viskositas campuran air = $0,0089 \text{ cp}$
 $\mu = 0,0089$ figure 14-2 Peters & Timmerhaus
 diameter nozzle = 8 in (schedule Number = 80)
 dengan dimensi sebagai berikut:
 OD = 8,625 in
 ID = 7,625 in
 $A = 0,62362 \text{ ft}^2$
 $V = 58,39664 \text{ ft}^3$
 $v = 45,7 \text{ ft/s}$
 $N_{re} = 199.536$
 $N_{re} > 2100$, maka asumsi awal benar

Menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed $D_t = 0,5975$)
 $D_a/D_t = 0,4$ $D_a = 0,239$ $0,7841208$
 $D_a/W = 5$ $W = 0,0478$
 $D_a/L = 4$ $L = 0,05975$
 $D_t/C = 3$ $C = 0,199166667$
 $D_t/J = 12$ $J = 0,049791667$
 $N = 60 \text{ rpm}$
 $N = 1 \text{ rps}$
 $\rho_{\text{air}} = 997,000 \text{ kg/m}^3$
 viskositas air : $0,0089 \text{ kg/m.s}$

$N_{re} = 6.399$ (turbulen)
 dari gambar 3.4-5 Geankoplis diperoleh :
 $N_p = 4,1$
 $P(\text{daya}) = 3,188 \text{ Joule/s}$
 $0,00318763 \text{ kW}$
 $0,00427468 \text{ hp (horse power)}$

Spesifikasi alat Mixer Beads	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat :	Mixer Beads (M-230)
Fungsi :	Membuat sel imobilisasi
Bentuk/Tipe :	silinder tegak bagian tutup atas berbentuk dishead head dan bawah berbentuk konis 160° , dilengkapi pengaduk
Bahan :	Carbon Steel SA 285 Grade A
Kapasitas :	428.050 kg/jam

Jumlah	:	1	unit		
Tinggi tangki	:	7,9	m		
OD	:	180	in		
ID	:	179,125	in		
Dimensi					
Tebal silinder (ts):		4/9	in		
Tebal tutup atas (tha):		3/8	in		
Tebal tutup bawah (thb):		1/3	in		
Jenis pengaduk :	flat six blade turbine with disk				
Daya pengaduk :		0,004275	hp		

Centrifuge Filter (H-231)

Fungsi	:	memisahkan partikel padat dan cair
Jenis	:	centrifuge filter
Jumlah	:	1 unit

Komposisi feed filtrat

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
CaCl ₂ (l)	225290	1	2150	104,7858653

Komposisi feed padatan

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
Sel imobil	202761	1	998,5	203,0652473

Densitas Campuran Padatan =	998,500 kg/m ³
Densitas Campuran Residu =	2150,000 kg/m ³
Rate Volumetrik padatan =	203,065 m ³ /jam
=	53644,098 gal/jam
=	894,068 gal/menit
Rate Volumetrik filtrat =	104,786 m ³ /jam
=	27.681,53 gal/jam
=	461,36 gal/menit

Dasar pemilihan sesuai dengan Mc.Cabe, 1993

total padatan =	202.760,65	kg/jam
total filtrat =	225.289,61	kg/jam

Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft ² .jam	(Perry 5th, tabel 19-18)
dipilih 2 gal/ft ² .jam =	0,00758 m ³ /jam

$$\text{Luas filter total} = \frac{\text{Volume filtrat}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{104,786}{0,00758} = 1284,28027 \text{ ft}^2$$

$$\text{jumlah filter} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{rata-rata filtrat}} = \frac{119,312548 \text{ m}^2}{\frac{894,068}{220}} = 4,0639468$$

dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

$$\text{Luas efektif} = 20 \text{ m}^2$$

$$\text{Total kapasitas} = 0,65 \text{ m}^3$$

$$\text{Diketahui range tebal filter} = 0,25 \text{ in} - 8 \text{ in}$$

(Mc Cabe 3th, hal 1004)

$$\text{Volume cake tiap filter} = \frac{\text{volume cake}}{\text{jumlah centrifuge}} = \frac{894,068}{4,0639} = 220,00 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal filter} = \frac{\text{Volume cake tiap filter}}{\text{Luas efektif}} = \frac{55,00}{20} = 2,75 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total centrifuge filter} &= 4 \times 1 \\ &= 4 \text{ in} \\ &= 0,3 \text{ ft} \\ &= 0,1016 \text{ m} \end{aligned}$$

Pada Mc.Cabe, 1993 mendapatkan centrifuge filter dengan:

Tipe	=	Nozzle discharge centrifuge	
Diameter bowl	=	40 in	
speed	=	4200 rpm	
filtrat output	=	400-800 gal/menit	
padatan output	=	1-11 ton/jam	
power	=	0,428 hp	
rata-rata filtrat	=	220 gal/menit	
sehingga total power	=	4,0639 x	0,428
	=	1,739369232 hp	

Tabel Spesifikasi centrifuge filter

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	centifuge filter (H-241)
Fungsi	Memisahkan padatan sel imobil dengan residu CaCL ₂
Bentuk/Tipe	Plate & Frame Plate and frame filter
Bahan	Metal
Jumlah centrifuge	4 buah
Panjang centrifuge filter	0,102 m
Tebal tiap frame	3 m
Luas area filtrasi	119 m ²
power	1,74 hp

Fermentor (R-240)

Fungsi : Tempat fermentasi pembentukan ABE

Kondisi Operasi

- Proses: Fed Batch
- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30C
- Waktu tinggal: 96 jam
- Jumlah Unit: 4 buah

Komponen	Massa (kg)	xi	ρ	Vol. Camp (L)
Glukosa	5615,62547	0,002795	1,56	3599,75992
Xylosa	1726,69246	0,000859	1,52	1135,98188
asam sitrat	367,474352	0,000183	1,66	221,370092
sodium sitrat	641,422	0,000319	1,7	377,307059
H ₂ O	114795,758	0,057131	1	114795,758
enzim selulase	30,1230516	1,5E-05	0,78	38,6192969
Tryptone bact	246,354189	0,000123	0,2	1231,77095
Yeast Extract	82,118	4,09E-05	0,2	410,59
CH ₃ COONH ₄	123,177095	6,13E-05	1,17	105,279568
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	6,13E-06	2,66	4,63071429
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,41059032	2,04E-07	2,84	0,14457405
KH ₂ PO ₄	20,5295158	1,02E-05	2,34	8,77329733
H ₂ O	40574,1243	0,020193	1	40574,1243
Oleil alkohol	821.181	0,408678	1,06	774698,708
tributylin	821.181	0,408678	1,03	797262,748
Sel Imobil (s)	202761	0,100908	0,99	204809,091
Total	2009358,39	1		1939274,66

$$\text{Densitas Larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{volume}}$$

$$\text{Densitas Larutan} = \frac{2009358}{1939275}$$

$$\text{Densitas Larutan} = 1,036139 \text{ kg/L}$$

$$64,68409 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa feed} = 2009358 \text{ kg/hari}$$

$$\text{jumlah vessel} = 1$$

$$\text{rate massa masuk reaktor} = 83723,27 \text{ kg/jam}$$

$$184191,2 \text{ lb/jam}$$

$$\text{laju volume} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas campuran}}$$

$$= \frac{83723,27 \text{ kg/jam}}{1,036139}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1036,139 \text{ kg/m}^3}{80,80311 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 \text{Laju alir volumetrik umpan } Q_f &= \frac{W}{\rho} \\
 &= \frac{2009358}{1036,139} \\
 &= 1939,275
 \end{aligned}$$

Kinetika reaksi pada fermentor

Fermentasi :

	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	---->	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH} +$	2CO_2	$+ \text{H}_2\text{O}$
	Glukosa		Butanol	Karbondioksida	Air
m	42,699				
r	42,699		42,699	85,398	42,699
s	0		42,699	85,398	42,699
	Konsentrasi produk dimana semua metabolisme terhenti, $C_p^* =$				17,1 g/L
	Konstanta empiris, $n =$				3,75
	Laju reaksi pertumbuhan spesifik maksimum, $m_{\text{max}} =$				0,35 /jam
	Parameter analog dengan konstanta Michaelis, $K_s =$				2,14 g/L
	Perawatan sel, $m =$				0,5
	Koefisien yield pembentukan sel, $Y' c/s =$				0,08 g/g
	Koefisien yield pembentukan produk, $Y' p/s =$				0,41 g/g

$$\begin{aligned}
 Y' p/s &= \frac{\text{tanol terbentuk}}{\text{glukosa bereaksi}} \\
 &= \frac{7945,467}{7342,317} = 0,67
 \end{aligned}$$

$$Y' p/c = \frac{Y' p/c}{Y' c/s} = \frac{0,41}{0,08} = 5,125$$

$$\begin{aligned}
 \text{Konstanta deaktivasi, } K_d &= 0,01/\text{jam} \\
 \text{Laju volumetrik} &= 1673,687 \text{ m}^3 \\
 \text{Mol glukosa total (kmol)} &= 31,198 + 11,501 \\
 &= 42,699 \text{ kmol} \\
 \text{Konsentrasi substrat (} C_s \text{),} \\
 C_s &= \frac{42,699}{1673,687} = 0,025511939 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Konsentrasi sel mula-mula (} C_{c0} \text{),} \\
 C_{c0} &= \frac{71,4}{0,001990934} = 0,001990934 \text{ g/L}
 \end{aligned}$$

35862,56

Kecepatan spesifik pertumbuhan sel (μ),

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{K_s + C_s}$$

$$\mu = 0,35 \frac{0,025511939}{2,14 + 0,0255119}$$

$$\mu = 0,004123 \text{ /jam}$$

Kecepatan degradasi sel (r_d)

$$r_d = K_d \times C_c$$

$$= 0,01 \times 0,0019909$$

$$= 1,99E-05$$

Kecepatan konsumsi substrat selama maintenance

$$r_{sm} = \mu \times C_c$$

$$= 0,5 \times 1,9909E-05$$

$$= 9,95E-06$$

Substrat dikonsumsi per jam = $71,4 = 0,74375$
96

$$C_c \text{ terbentuk} = Y'_{c/s} \times \text{substrat yang dikonsumsi}$$

$$= 0,08 \times 71,4$$

$$= 5,712$$

Kecepatan pertumbuhan sel

$$K_{obs} = \text{faktor inhibisi}$$

$$= 1 - \frac{C_c - C_{c0}}{C_{p^*}}$$

$$= 1 - \frac{0,001990934 \times 3,75}{17,1}$$

$$= 0,999563$$

$$r_g = K_{obs} \times \mu \times C_{c0}$$

$$= 0,999563 \times 0,0041 \times 0,001991$$

$$= 8,21E-06$$

Kecepatan produksi butanol

$$r_p = Y_{p/c} \times r_g$$

$$= 5,125 \times 8,2057E-06$$

$$= 4,21E-05$$

Menentukan Volume Reaktor, V_r

$$V = 634,2672 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor keamanan} &= 10\% \\ \text{Kapasitas desain reaktor :} \\ V_r &= (1 + \text{faktor keamanan}) \times V \\ &= (1 + 0,1) \times 634,2671675 \\ &= 697,6939 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder/diameter bejana

$$(H_s/D) = 1,5$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \pi D^2 \times H \\ &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 D \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \\ &= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80} \\ &= 0,023 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 D^3$$

$$\text{Volume total} = \text{volume silinder} + \text{Vol. konis} + \text{volume tutup atas}$$

$$697,693884 \text{ m}^3 = 1,1775 + 0,023 + 0,0847$$

$$697,693884 \text{ m}^3 = 1,2852 D^3$$

$$D^3 = 542,8679$$

$$D = 8,157644 \text{ m}$$

$$236,981 \text{ in}$$

$$\text{Standard OD} = 240 \text{ in} = 6,096 \text{ m}$$

Tinggi bagian silinder (H_s) = 1,5 OD

$$\begin{aligned} &= 1,5 \times 240 \\ &= 360 \text{ in} = 9,14 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)}$$

$$= \frac{240}{18,00731}$$

$$= 13,32792 \text{ in} = 0,33852919 \text{ m}$$

Menghitung bagian tutup atas (Dished head)

$$\text{Tinggi tutup atas (Hd)} = 0,169 \text{ OD}$$

$$= 40,56 \text{ in} = 1,014 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (Ht)} = \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{Tinggi Konis (Hc)} + \text{Tinggi tutup atas (Hd)}$$

$$= 360 + 13,3279208 + 40,56$$

$$= 413,8879 \text{ in}$$

$$= 10,3472 \text{ m}$$

Volume larutan dala konis = volume konis

$$= 0,023 \times \text{OD}^3$$

$$= 12,48596 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam silind volume larutan dalam tangki - volume dalam konis
 $697,6939 - 12,4859628$

Volume larutan dalam silind $685,2079 \text{ m}^3$

tinggi larutan dalam silinder $\frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2}$

$$= \frac{685,2079}{3,14/4 \times \text{OD}^2}$$

$$= 8,277758 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam tangki (Hb) = Tinggi larutan dalam silinder + Tinggi ko
 $8,277758416 + 0,3385292$
 $8,616287604 \text{ m}$

Menentukan tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + Tekanan parsial bahan

P bahan = p larutan produk x g x Hb
 $= 1036,139 \times 9,8 \times 8,6162876$

$$= 87491,19 \text{ N/m}^2$$

$$= 12,68622 \text{ psia}$$

P operasi = 1 atm = 14,7 psia

Asumsi : Tekanan desain dilebihkan 10%

Pd = 1,1 x Pbahan + Poperasi
 $= 1,1 \times 35,082 + 14,7$

Pd = Pi = 28,65485 psia

Menentukan Ketebalan Silinder

f (allowable stress) = 17900 (Tabel 13.1 Brownell & Young)

E (allowable Efficiency) = 80% (Tabel 13.1 Brownell & Young)

C (corrosion factor) = 1/8

t silinder = $\frac{pi \times \text{OD}}{2 (f.E + 0,4 Pi)} + C$
 $= \frac{28,65485 \times 240}{2 \times (17900 \times 80\% + 0,4 \times 53,29066)} + \frac{1}{8}$
 $= \frac{6877,163}{28662,92} + \frac{1}{8}$

3/8 in

tebal standard

5/8 in

OD = ID + 2tsilinder

240 = ID + 1 1/4

ID = 238,75 in

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

Tebal tutup atas (Thead)

OD = 240 in

$$\begin{aligned}
 r &= 180 \\
 icr &= 14 \frac{4}{9} \\
 sf &= 2 \\
 t_{head} &= \frac{0,885 \times \pi \times C}{2 \times (fE - 0,1 \pi)} \\
 &= \frac{0,885 \times 28,65484549 \times 180}{2 \times 14317,1345} \\
 &= \frac{4564,717}{28634,27} \\
 &= 0,159414
 \end{aligned}$$

$$\text{standard} = \frac{1}{3} \text{ in}$$

pers. Brownell Young hal 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 ID = 119,375 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 ID - icr = 105 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 165,563 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 128,0588244 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 51,94117563 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 53,94117563 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr)$$

$$\text{Blank ketebalan diameter} = \mathbf{259,339 \text{ in}}$$

Menentukan tebal tutup bawah (thb)

tutup bawah berbentuk konis $\alpha = 160$ (Tabel 13.1 Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
 T_{hb} &= \frac{\pi \times (OD - 2ts + C)}{2 \times (f.E + 0,1 \pi) \cos \alpha} \\
 &= \frac{6.841,344}{28.672,749 +} \\
 &= 0,239 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\mathbf{\text{tebal conical standard} = 4/9 \text{ in}}$$

menentukan spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six turbine with disk

$$\text{Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed. Hal 158)} \quad Dt = 0,5975$$

$$Da/Dt = 0,4 \quad Da = 0,239 \text{ m} = 0,78412076$$

$$Da/W = 5 \quad W = 0,0478$$

$$Da/L = 4 \quad L = 0,05975$$

$$Dt/C = 3 \quad C = 0,199166667$$

$$Dt/J = 12 \quad J = 0,049791667$$

$$N = 60 \text{ rpm}$$

$$N = 1 \text{ rps}$$

$$N_{re} = \frac{Da^2 N_p}{m}$$

$$N_{re} = 34979,494 \text{ (turbulen)}$$

dari gambar 3.4-5 geankoplis diperoleh :

$$N_p = 5$$

$$P \text{ (daya)} = N_p \times \rho \times N^3 \times \text{Joule/s}$$

$$4,039964894 \text{ kW}$$

$$5,417673722 \text{ hp (horse power)}$$

Menghitung Jaket Pemanas

$$\text{Jumlah steam} = 120 \text{ kg/jam}$$

$$V \text{ pemanas} = \frac{M \text{ pemanas}}{\rho \text{ pemanas}}$$

$$= \frac{120}{0,997}$$

$$= 120,3611$$

$$\text{Diameter inside jaket} = \text{ID} + (2 \times \text{Tebal shell})$$

$$= 239,375 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{tinggi silinder}$$

$$= 360 \text{ in} = 9,14 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter outside jaket} = \text{ID} + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 248,75 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat Fermentor	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor alat	Fermentor (R-240)
Fungsi	: Tempat fermentasi pembentukan ABE
Bentuk/Tipe	: Silinder tegak bagian tutup atas dan bawah berbentuk konis 160, disertai pengaduk
Bahan	: Stainless steel SA 240 Grade M tipe 316
Kapasitas	: 2009358,4 kg/jam
jumlah	: 4 unit
Tinggi tangki	: 10,347198 m
OD	: 240 in
ID	: 238,75 in
Dimensi	:
Tebal silinder (ts):	5/8 in
Tebal tutup atas (tha):	3/8 in
Tebal tutup bawah (thb):	4/9 in
Jenis pengaduk:	<i>flat six blade turbine with disk</i>
Daya pengaduk:	5,4176737 hp
Tinggi jaket	: 9,14 m
OD Jaket	: 248,75 in
ID Jaket	: 239,375 in

Asumsi jarak jaket:	5 in		
---------------------	------	--	--

Centrifuge filter (H-241)

Fungsi	:	memisahkan partikel padat dan cair
Jenis	:	Centrifuge filter
Jumlah	:	1 unit

Tabel Komposisi dan Volume Pada Filtrat (Residu)

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
asam sitrat	367,4743522	0,0002039	1660	0,221370092
sodium sitrat	641,4216907	0,0003559	1700	0,377306877
H ₂ O	114521,9854	0,0635384	1000	114,5219854
enzim selulase	30,12305159	1,671E-05	780	0,038619297
Tryptone bact	246,354189	0,0001367	200	1,231770945
Yeast Extract	82,11806302	4,556E-05	200	0,410590315
CH ₃ COONH ₄	123,1770945	6,834E-05	1170	0,105279568
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	6,834E-06	2660	0,004630714
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,410590315	2,278E-07	2840	0,000144574
KH ₂ PO ₄	20,52951575	1,139E-05	2340	0,008773297
H ₂ O	40574,12435	0,0225111	1000	40,57412435
Oleil alkohol	821180,6302	0,4556023	1060	774,6987077
tributyryn	821180,6302	0,4556023	1030	797,2627477
Butanol	2034,697552	0,0011289	810	2,511972286
Etanol	729,6918633	0,0004048	784	0,930729417
Aseton	660,8455597	0,0003666	789	0,837573586
Total	1802406,531	1	20023	1733,736326

Tabel Komposisi dan Volume Padatan

Komponen	Massa (kg)	x	r	Volume
Sel Imobil (s)	202760,6694	1	997	203,3707818

Densitas Campuran Padatan =	997,000 kg/m ³
Densitas Campuran Residu =	1039,608 kg/m ³
Rate Volumetrik Padatan =	203,371 m ³ /jam
=	53724,900 gal/jam
=	895,415 gal/menit
Rate Volumetrik Residu =	1733,736 m ³ /jam
=	457.995,00 gal/jam
=	7.633,25 gal/menit

Rata-rata rate filtrasi 1-2 gal/ft².jam (Perry 5th, tabel 19-18)

$$\text{dipilih } 2 \text{ gal/ft}^2\cdot\text{jam} = 0,00758 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas filter total} &= \frac{\text{Volume filtrat}}{\text{Rate filtrasi}} = \frac{797,263}{0,00758} \\ &= 9771,44017 \text{ ft}^2 \\ &= 907,788942 \text{ m}^2 \\ \text{jumlah filter} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{rata-rata filtrat}} = \frac{895,415}{220} \cdot 4,0700682 \end{aligned}$$

dan jenis metal dari tabel 19-17 Perry 5th, diperoleh data :

$$\begin{aligned} \text{Luas efektif} &= 20 \text{ m}^2 \\ \text{Total kapasitas} &= 0,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diketahui range tebal frame} &= 0,25 \text{ in} - 8 \text{ in} \\ &\text{(Mc Cabe 3th, hal 1004)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cake tiap frame} &= \frac{\text{volume cake}}{\text{jumlah centrifuge}} = \frac{203,371}{4} \\ &= 49,97 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal filter} &= \frac{\text{Volume cake tiap frame}}{\text{Luas efektif}} \\ &= \frac{49,97}{20} = 2,50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil tebal frame} &= 1 \text{ in} \\ \text{Panjang total centrifuge filter} &= 4 \times 1 \\ &= 4 \text{ in} \\ &= 0,3 \text{ ft} \\ &= 0,1016 \text{ m} \\ \text{Total daya} &= 0,4280 \times 4,07006818 \\ &= 1,7420 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi centrifuge filter

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	centrifuge filter (H-241)
Fungsi	Memisahkan padatan dan cairan
Bentuk/Tipe	centrifuge filter (H-241)
Bahan	Metal
Jumlah centrifuge	4 buah
Panjang centrifuge filter	0,10 m
Tebal filter	2,50 in
Luas area filtrasi	908 m ²
Daya	1,742 hp

Centrifugal Pump (L-242)

Fungsi : untuk memompa sel imobil ke reaktor fermentor

Tipe : centrifugal pump

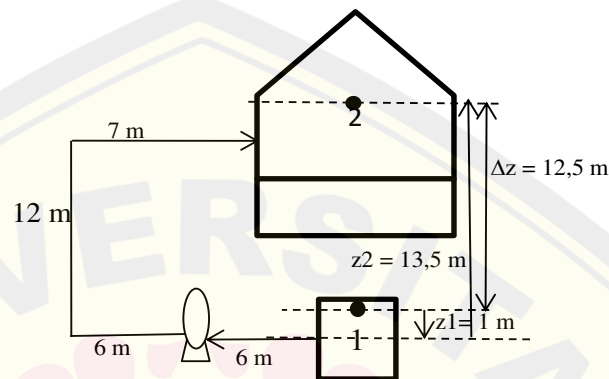
batch cycle time 1 jam

Kondisi Operasi :

P = 1 atm

T = 30 C

Skema:



Komponen	massa (kg)	Massa Jenis (kg/m ³)	Volume (m ³)
Total sel imobil	202.761	998,76	203,012736

Titik referensi :

Titik 1 : filter menghasilkan filtrat berupa ABE dan Sel Imobil

Titik 2 : dari centrifugal pump sel imobil masuk ke reaktor fermentor

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	203,01 m ³ /jam
	=	0,564 m ³ /s
	=	19,915 ft ³ /s
	=	1.194,9 ft ³ /min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhouse hal.498

didapatkan :

Di	=	30
Schedule no	=	40
OD	=	1,66 in
	=	0,042163977 m
ID	=	1,38 in
	=	0,035051981 m
A	=	0,2006 ft ²
	=	0,01863574 m ²
v	=	$\frac{Q}{A}$ = 0,564

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{1057,50}{0,0187} \\
 &= 56550,9963
 \end{aligned}$$

($N_{re} > 2100$ maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya sudden contraction

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\begin{aligned}
 \text{dimana, } K_c &= 0,55(1-(A_2/A_1)) \\
 v^2 &= v
 \end{aligned}$$

karena luas permukaan tangki (A_1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A_2), sehingga $A_1 \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\begin{aligned}
 \text{maka } K_c &= 0,55 \\
 h_c &= \frac{0,55 \times 0,692^2}{2} \\
 &= 0,1903 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

$$\text{panjang pipa lurus diperkirakan} = 6 \text{ m}$$

bahan pipa adalah komersial steel

$$\text{dengan } \epsilon = 0,00005 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 94})$$

sehingga diperoleh :

$$N_{re} = 56551$$

$$L = 6 \text{ m}$$

dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai $f = 0,006$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4 f v^2 L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\
 &= \frac{0,099648}{0,084327954} \\
 &= 1,182 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 4 \frac{K_f v^2}{2} + \frac{K_f v^2}{2} \\
 &= 4 \frac{0,519}{2} + \frac{4,152}{2} \\
 &= 3,114 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } Kex = (1 - (A2/A3))^2$$

diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\text{maka, } A2 = 1/9 A3$$

$$\text{jadi } Kex = (1 - (1/9 A3 / A3))^2 = 0,790123457$$

$$hex = \frac{0,790123457}{2} \times \frac{0,692}{1} = 0,273382716$$

jadi friksi pada pipa :

$$\Sigma F_s = hc + F_f + h_f + hex$$

$$= 4,759 \text{ J/kg}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

$$Z2 = 13,5 \text{ m}$$

$$\rho1 = \rho2 = 998,76 \text{ kg.m}^3$$

$$v1 = \frac{Q1}{A1} = 0$$

$$v2 = \frac{Q2}{A2} = 30,260 \text{ m/s}$$

$$a = 0,5$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z1 g + P1/\rho1 + v1^2/2a - W_s - \Sigma F = Z2 g + P2/\rho2 + v2^2/2a$$

$$63,0401467 - W_s = 268,286603$$

$$W_s = 331,32675$$

$$\text{kapasitas larutan masuk} = 4,2 \text{ gal/min}$$

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)}$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta} = \frac{331,3267498}{0,8} = 414,15844$$

$$\text{brake horsepower} = \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)}$$

$$= \frac{414,1584372}{1000} \times 0,44$$

$$= 0,182229712 \text{ kW}$$

$$= 0,244370044 \text{ hp}$$

$$\text{efisiensi motor } (\eta) = 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)}$$

$$\begin{aligned} \text{power motor} &= \frac{0,244370044}{0,8} \\ &= 0,305462555 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Centrifugal Pump

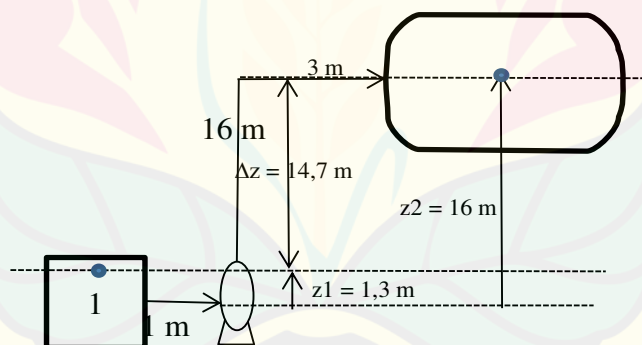
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Centrifugal Pump (L-242)
Fungsi	: untuk memompa sel imobil ke reaktor fermentor
Bentuk/Tipe	Centrifugal Pump/Commercial steel
Jumlah	1 unit
Diameter luar	1,7 in
Diameter dalam	1,380 in
Panjang	6,0 m
Daya	0,305463 hp

Centrifugal Pump (L-243)

Fungsi : untuk memompa TYA, ABE, dan ekstraktn ke dekanter

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time 1 jam



Komponen	massa (kg)	sa Jenis (kg/m3)	Volume (m3)
asam sitrat	367,474	1660	0,22137
sodium sitrat	641,421	1700	0,37731
enzim selulase	30,123	1530	0,01969
Tryptone bact	246,354	2100	0,11731
Yeast Extract	82,118	1500	0,05475
CH ₃ COONH ₄	123,177	1170	0,10528
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	2660	0,00463
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,410	2840	0,00014437

KH ₂ PO ₄	20,529	2340		0,00877308
H ₂ O	155096,1	997		155,562788
Oleil alkohol	821,18063	889		0,92371274
tributyryn	821,18063	1030		0,79726275
Butanol	2034,69	810		2,51196296
Etanol	660,8455	789		0,83757351
Aseton	729,691	784		0,93072832
Total	161687,611			162,473278

Titik referensi

Titik 1 : filter menghasilkan filtrat berupa ABE dan Sel Imobil

Titik 2 : dari centrifugal pump sel imobil masuk ke reaktor fermentor

Dasar perencanaan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik} &= 162,473 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,451 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 15,938 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 956 \text{ ft}^3/\text{min}
 \end{aligned}$$

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhouse hal.498 didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_i &= 18 \text{ ft} \\
 \text{Schedule no} &= 40 \\
 OD &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,026669986 \text{ m} \\
 ID &= 0,824 \text{ in} \\
 &= 0,020929589 \text{ m} \\
 A &= 0,371 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,0344659 \text{ m}^2 \\
 v &= \frac{Q}{A} = \frac{0,451}{0,0344659} \\
 N_{re} &= \frac{13,09452706 \text{ m/s}}{\rho \times ID \times v} \\
 &= \frac{\mu}{273,2408763} \\
 &= \frac{0,0187}{14611,81157}
 \end{aligned}$$

(N_{re} > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya sudden contraction

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_c = 0,55(1-(A_2/A_1))$$

$$v_2 = v$$

karena luas permukaan tangki (A_1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A_2), sehingga $A_1 \gg \gg \gg \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\text{maka } K_c = 0,55$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 0,8855}{2 \times 1}$$

$$= 0,243513 \text{ J/kg}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 6 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$N_{re} = 14612$$

$$L = 6 \text{ m}$$

dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai $f = 0,006$

$$F_f = \frac{4 f v^2 L}{2D} \text{ (Geankoplis 3th, hal.92)}$$

$$= \frac{0,127512}{0,041859177}$$

$$= 3,046 \text{ J/kg}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

digunakan 4 elbow

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, per.2.10-17)}$$

$$h_f = 4 \frac{K_f v^2}{2} + \frac{K_f v^2}{2}$$

$$= 4 \frac{0,664125}{2} + \frac{5,313}{2}$$

$$= 3,98475 \text{ J/kg}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2a} \text{ (Geankoplis 3th,hal 98)}$$

$$\text{dimana, } K_{ex} = (1-(A_2/A_3))^2$$

diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\text{maka, } A_2 = 1/9 A_3$$

$$\text{jadi } K_{ex} = (1-(1/9 A_3 / A_3))^2$$

$$= 0,987654321$$

$$h_{ex} = \frac{0,987654321 \times 0,8855}{2 \times 1}$$

$$= 0,437283951$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma F_s &= hc + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 7,712 \text{ J/kg} \\ Z_1 &= 1,3 \text{ m} \\ Z_2 &= 17 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 1700 \text{ kg.m}^3 \\ v_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = 0 \\ v_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = \text{m/s} \quad \text{m/s} \\ a &= 0,5 \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$\begin{aligned} Z_1 g + P_1/\rho_1 + v_1^2/2a - W_s - \Sigma F &= Z_2 g + P_2/\rho_2 + v_2^2/2a \\ 5,13647514 - W_s &= 72,3631303 \\ W_s &= 77,4996054 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kapasitas larutan masuk} &= 7.153,9 \text{ gal/min} \\ \text{efisiensi pompa } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)} \\ W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{77,4996054}{0,8} = 96,874507 \\ \text{brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)} \\ &= \frac{96,8745068 \times 0,44}{1000} \\ &= 0,042624783 \text{ kW} \\ &= 0,057159834 \text{ hp} \\ \text{efisiensi motor } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)} \\ \text{power motor} &= \frac{0,057159834}{0,8} \\ &= 0,071449792 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Centrifugal Pump

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Centrifugal Pump (L-243)
Fungsi	Untuk memompa TYA, Ekstraktan dan ABE menuju dekanter (X-251)
Bentuk/Tipe	Centrifugal Pump/Commercial steel
Jumlah	1 unit

Diameter luar	1,1 in
Diameter dalam	0,824 in
Panjang	6,0 m
Daya	0,07145 hp

Dekanter (X-250)

Fungsi : untuk memisahkan TYA dengan ekstrak dan produk ABE

Bentuk: Silinder vertikal dengan tutup berbentuk torispherical
dishhead head

Kondisi Operasi: P = 1 atm

T = 30 C

feed dan komposisi

Komponen	Massa	densitas	x	x. p	μ (cP)
asam sitrat	367,4744	1660	0,000204	0,338441	4,740000
sodium sitrat	641,4217	1700	0,000356	0,604978	0,512000
H ₂ O	114521,9854	1000	0,063538	63,538377	0,838000
enzim selulase	30,1231	780	0,0000	0,0130	0,0130
Tryptone bact	246,3542	200	0,0001	0,0273	0,0273
Yeast Extract	82,1181	200	0,0000	0,0091	0,0091
CH ₃ COONH ₄	123,1771	1170	0,0001	0,0800	0,0800
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	2660	0,0000	0,0182	0,0182
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,4106	2840	0,0000	0,0006	0,0006
KH ₂ PO ₄	20,5295	2340	0,0000	0,0267	0,0267
H ₂ O	40574,1243	1000	0,0225	22,5111	22,5111
Oleil alkohol	821180,6302	1060	0,4556	482,9385	482,9385
tributyirin	821180,6302	1030	0,4556	469,2704	469,2704
Butanol	2034,6976	810	0,0011	0,9144	0,9144
Aseton	729,6919	784	0,0004	0,3174	0,3174
Etanol	660,8456	789	0,0004	0,2893	0,2893
Total	1802406,531		1,0000	1040,8978	

Komponen	$\mu \cdot x$
asam sitrat	0,0010
sodium sitrat	0,0002
H ₂ O	0,0532
enzim selulase	0,0000
Tryptone bact	0,0000
Yeast Extract	0,0000
CH ₃ COONH ₄	0,0000

MgSO ₄ -7H ₂ O	0,0000
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,0000
KH ₂ PO ₄	0,0000
H ₂ O	0,5067
Oleil alkohol	220,0279
tributyryn	213,8007
Butanol	0,0010
Aseton	0,0001
Etanol	0,0001
Total	434,3910

$$\mu \text{ (cP) camp} = 0,0001061 \text{ cP} = 7,10634\text{E-}08 \text{ lb/ft.s}$$

fase berat :

Komponen	Massa	densitas	x	x. p	μ (cP)
asam sitrat	367,474352	1660	0,002346279	3,894823677	4,74
sodium sitrat	641,421691	1700	0,0040954	6,962179948	0,512
H ₂ O	114521,985	1000	0,731209035	731,2090352	0,838
enzim selulase	30,1230516	780	0,000192332	0,150018994	0,01303589
Tryptone bact	246,354189	200	0,001572942	0,314588344	0,02733614
Yeast Extract	82,118063	200	0,000524314	0,104862781	0,00911205
CH ₃ COONH ₄	123,177095	1170	0,000786471	0,920170907	0,07995821
MgSO ₄ -7H ₂ O	12,3177	2660	7,8647E-05	0,209201088	0,01817852
FeSO ₄ -7H ₂ O	0,41059032	2840	2,62157E-06	0,007445257	0,00064696
KH ₂ PO ₄	20,5295158	2340	0,000131078	0,306723636	0,02665274
H ₂ O	40574,1243	1000	0,25906088	259,0608799	22,5110837
Total	156620,036		1	1003,13993	28,7760042

Komponen	$\mu \cdot x$
asam sitrat	0,011121364
sodium sitrat	0,002096845
H ₂ O	0,612753171
enzim selulase	2,50722E-06
Tryptone bacto	4,29982E-05
Yeast Extract	4,77757E-06
CH ₃ COONH ₄	6,28848E-05
MgSO ₄ -7H ₂ O	1,42969E-06
FeSO ₄ -7H ₂ O	1,69604E-09
KH ₂ PO ₄	3,4936E-06
H ₂ O	5,83174116

Total	6,457830633
-------	-------------

$$\rho \text{ campuran} = 1003,1399$$

$$\mu \text{ (cP) camp} = 6,4578306 \text{ cP} = 0,004326747 \text{ lb/ft.s}$$

Fase ringan

Komponen	Massa	densitas	x	x. p	μ (cP)
Oleil alkohol	821180,6302	1060	0,498959393	528,8969562	482,938479
tributyryn	821180,6302	1030	0,498959393	513,9281745	469,270408
Butanol	2034,697552	810	0,001236307	1,001408762	0,91439139
Aseton	729,6918633	784	0,00044337	0,347601844	0,317397
Etanol	660,8455597	789	0,000401538	0,316813358	0,28928388
Total	1645786,495		1	1044,490955	953,729959

Komponen	$\mu \cdot x$
asam sitrat	240,96669
sodium sitrat	234,146878
H ₂ O	0,001130469
enzim selulase	0,000140724
Tryptone bacto	0,000116158
Total	475,1149553

$$\rho \text{ campuran} = 1044,491 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ (cP) camp} = 475,11496 \text{ cP} = 0,31832702 \text{ lb/ft.s}$$

Menentukan Fase Terdispersi

Fase Ringan

$$m_l = 1645786,5 \text{ kg/jam}$$

$$= 457,16292 \text{ kg/s}$$

$$p_l = 1044,491 \text{ kg/m}^3$$

$$65,176236 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_1 = \frac{m}{p}$$

$$= \frac{1645786,5}{1044,491}$$

$$= 1575,6829 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,4376897 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 15,45688 \text{ lb/s}$$

$$\mu_l = 0,318327 \text{ lb/ft.s}$$

$$0,4737343 \text{ kg/m.s}$$

$$\mu_l = 0,318327 \text{ lb/ft.s}$$

$$0,4737343 \text{ kg/m.s}$$

Fase Berat

$$m_l = 156620,04 \text{ kg/jam}$$

$$= 43,505566 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_1 &= 1003,1399 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 62,595932 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q_1 &= \frac{m}{p} \\
 &= \frac{156620,04}{1003,1399} \\
 &= 156,1298 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0433694 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,5315466 \text{ lb/s} \\
 \mu_1 &= 0,0043267 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0,0064391 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Dekanter

a. Menghitung waktu tinggal dalam dekanter

Coulson, J.M. Hal 444 waktu tinggal cairan yg baik dalam dekanter berkisar 2-5 menit

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang } t &= 5 \text{ menit} \\
 &= 0,083333333 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung volume dekanter

$$\begin{aligned}
 V_d &= \frac{M_{\text{feed}} \times t}{\rho_{\text{feed}}} \\
 V_d &= \frac{1802406,531 \times 0,083333333}{1044,491}
 \end{aligned}$$

$$V_d = 143,8026281 \text{ m}^3$$

$$V_d = 5078,34667 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design} = 10\%$$

$$\text{Vol. dekanter} = 1,1 \times 5078,34667$$

$$\text{Vol. dekanter} = 5586,181337 \text{ ft}^3$$

Direncanakan dekanter silinder vertical dengan perbandingan $H = 2D$
tutup berbentuk torispherical dished head

Dengan: (Pers. 5.11, Brownell hal 88)

$$V_t = 0,000049 \times D_i^3$$

$$\text{Vol. dekanter} = \text{Vol. silinder} + \text{Vol. tutup}$$

$$V = \text{Vol. silinder} + 2 \text{ Vol. head}$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi D_i^2 \times L + 2[0,000049 \times (D_i^3)]$$

$$5586,181337 = \frac{1}{4} \times \pi D_i^2 \times 2 \cdot D_i + 0,000098 D_i^3$$

$$5586,181337 = D_i^3 (2/4 \times 3,14 + 0,000098)$$

$$5586,181337 = D_i^3 \times 1,570098$$

$$D_i^3 = 3557,8552$$

$$D_i = 15,266146 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 & 183,19376 \text{ in} \\
 & 4,6531214 \text{ m} \\
 H & = 2D \\
 & = 9,3062428 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung volume fase ringan

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. cairan (V1)} &= \frac{(m1 \times t)}{p} \\
 V1 &= \frac{1645786,5 \times 0,083333333}{1044,490955} \\
 V1 &= 131,30691 \text{ m}^3 \\
 V1 &= \frac{\pi D^2}{4} \\
 131,306905 &= \frac{3,14 \times 4,653121424^2}{4} \\
 131,306905 &= 16,996458 \text{ m}^2 \\
 &= 2,7794865 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung volume fase berat

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. Cairan (V2)} &= \frac{m \times t}{p} \\
 &= \frac{156620,04 \times 0,083333333}{1003,13993} \\
 V2 &= 13,010817 \\
 V2 &= \frac{\pi D^2}{4} + (0,000049 \times Di^3) \\
 13,01081662 &= 16,996458 + 0,004936615 \\
 13,01081662 &= 17,001395 \\
 &= 0,7652794 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal shell (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, eq. 13.1})$$

Mencari Tekanan hidrostatik:

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. cairan} &= h \text{ cairan} \times \frac{\pi D^2}{4} \\
 143,8026281 &= h \text{ cairan} \times 16,99645811 \\
 h \text{ cairan} &= 8,4607409 \text{ m} \\
 P \text{ hidrostatik} &= p \cdot g \cdot h \text{ cairan} \\
 &= 1044,4910 \times 9,8 \times 8,46074089 \\
 &= 86604,24 \text{ N/m}^2 \\
 &= 12,557615 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan opera:} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan desigr} &= 14,7 + 12,55761477
 \end{aligned}$$

$$27,257615 \text{ psi}$$

Sehingga diperoleh:

$$r = 91,596878$$

$$E = 85\%$$

$$f = 11.250,00 \text{ psi} \quad \text{Tekanan max yg diizinkan}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } ts = \frac{2496,7124}{9546} + \frac{1}{7} = 1/8$$

$$ts = 2/5 \text{ in}$$

Menentukan tebal head (th)

berbentuk torispherical

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 \text{ ts}$$

$$\text{OD} = 183,19376 + 0,77 = 183,967 \text{ in}$$

sehingga diperoleh

$$\text{OD} = 192 \text{ in} = 4,8 \text{ m}$$

$$\text{icr} = 11 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

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

$$\text{ID} = \text{OD} - 2ts = 192 - 7/9 = 191,22692 \text{ in}$$

$$H = 2 \times \text{ID} = 382,45383 \text{ in} = 9,7143274 \text{ m}$$

$$th = \frac{\text{Pi. } W}{(2 \cdot fE - 0,2P)} + C$$

$$w = \frac{1}{4}(3 + (r/\text{icr})^{0,5}) = 1,711204 \text{ in}$$

$$th = \frac{\text{Pi. } W}{(2 \cdot fE - 0,2P)} + C = \frac{46,643338}{19119,548} + 1/8$$

$$th = 1/8 \text{ in}$$

Tinggi head

$$a = 0,5 \text{ ID} = 91,59687843 \text{ in}$$

$$AB = 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 80 \text{ in}$$

$$BC = r - \text{icr} = 158,500 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 136,7725852 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 33,22741479 \text{ in}$$

$$h \text{ Head} = t + b + sf = 35,61395621 \text{ in} = 0,904594488 \text{ m}$$

Merancang Pipa**a. Pipa inlet**

asumsi	=	aliran turbulen	
qf	=	14,298765 m ³ /s =	504,9565963 ft ³ /s
p	=	1044,4910 kg/m ³ =	65,2075703 lb/ft ³
Di opt	=	3,9 x Qf ^{0,45} x p ^{0,13}	
	=	5,4487504 in	

sehingga, distandardkan menjadi:

Nominal pipe size	=	8 in	
OD	=	8,625 in	
ID	=	7,981 in =	0,6648173 ft
Sch Numb	=	40 in	
A	=	50 in ² =	0,34725 ft ²
Kecepatan linier			
v	=	$\frac{qf}{A}$	
	=	$\frac{504,9566}{0,34725}$	
	=	1454,1587 ft/s	
Re	=	$\frac{ID \cdot P \cdot v}{\mu}$	
	=	$\frac{0,6648173 \times 65,20757 \times 1454,15866}{0,318}$	
	=	198237,13	

Re > 2100, maka aliran turbulen

b. Merancang pipa pengeluaran bottom produk

asumsi aliran : turbulen

qf	=	0,0433694 m ³ /s	
		1,531577 ft ³ /s	
p	=	62,595932 lb/ft ³	
Di opt	=	3,9 x Qf ^{0,45}	p ^{0,13}
	=	3,9 x 0,243630965 x	1,71218621
	=	1,6268522 in	
Nominal pipe s	=	2 in	
OD	=	2,375 in =	0,197125 ft
ID	=	2,067 in =	0,171561 ft
Sch Numb	=	40	
Flow area (A)	=	3,35 in ²	
		0,023249 ft ²	

Kecepatan linier

$$v = \frac{qf}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{A}{0,023249 \text{ ft}^2} \\
 &= \frac{1,531577 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,023249 \text{ ft}^2} \\
 &= 65,877111 \text{ ft/s} \\
 \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} \\
 &= \frac{707,45565}{0,005} \\
 &= 141491,13
 \end{aligned}$$

Re > 2100, maka aliran benar

c. Merancang Pipa Pengeluaran Top Product

asumsi aliran : Turbulen

asumsi aliran : turbulen

$$\begin{aligned}
 q_f &= 0,4376897 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 15,45688 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 p &= 65,176236 \text{ lb}/\text{ft}^3 \\
 D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \quad p^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,689485027 \times 1,72120106 \\
 &= 4,6282952 \text{ in} \\
 \text{Nominal pipe } s &= 6 \text{ in} \\
 \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,549875 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 6,065 \text{ in} = 0,503395 \text{ ft} \\
 \text{Sch Numb} &= 40 \\
 \text{Flow area (A)} &= 28,9 \text{ in}^2 \\
 &= 0,200566 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{q_f}{A} \\
 &= \frac{15,45688 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,200566 \text{ ft}^2} \\
 &= 77,066302 \text{ ft/s} \\
 \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} \\
 &= \frac{2528,4984}{0,01765} \\
 &= 143257,7
 \end{aligned}$$

Re > 2100, maka aliran benar

Menentukan Letak Pipa

Menghitung pipa pengeluaran hasil atas (Z1):

asumsi jarak antar datum dan dekanter = 0,6 m

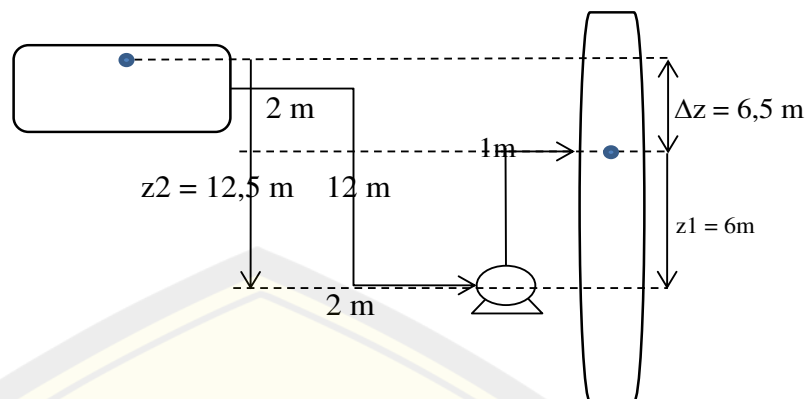
$$\begin{aligned}
 Z1 &= 0,6 + H1 + H2 \\
 &= 0,6 + 2,779486496 + 0,76527937 \\
 &= 4,1447659 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{Menghitung tinggi pipa pemasukan (Z3)} && = \\
 Z3 &= H2 + && 0,6 \\
 &= 0,7652794 + && 0,6 \\
 &= 1,3652794 \text{ m} \\
 &\text{Menghitung tinggi pipa pengeluaran hasil bawah (Z2)} \\
 &= 1044,491 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1003,1399 \text{ kg/m}^3 \\
 Z2 &= \frac{(Z1 - Z3) p1 + Z3}{p2} \\
 &= 4,2593407 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Dekanter			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor alat		Dekanter (X-250)	
Fungsi	:	Untuk memisahkan larutan TYA dengan Ekstraktan+ ABE	
Bentuk/Tipe	:	Silinder vertikal dengan tutup berbentuk torispherical dished head	
Bahan	:	Stainless steel AISI (316)	
Kapasitas	:	1802406,5	kg/jam
jumlah	:	1	unit
volume	:	5586,1813	ft ³
ID	:	4,6531214	m
tebal silinder (ts):		2/5	in
tebal tutup (th):		1/8	in
Tinggi Dekanter:		9,3062	m
Dimensi Pipa inlet			
OD	:	8 5/8	in
ID	:	8	in
Dimensi pipa outlet			
OD	:	2,375	in
ID	:	2,067	in
Dimensi pipa top produk			
OD	:	6,625	in
ID	:	6,065	in
Jumlah	:	1	in

Pompa Sentrifugal (L-251)

Fungsi	:	Memompa campuran ekstraktan, media dan produk ABE dari dekanter (X-250) ke kolom distilasi I (D-310)
Tipe	:	Centrifugal Pump
Titik Referensi:		
Titik 1	:	dekanter
Titik 2	:	Pipa masuk campuran di kolom distilasi I



Tabel komposisi aliran masuk

Komponen	Massa (kg)	x	r (kg/m ³)	r' x (kg/m ³)	V (m ³)
Oleil alkohol	821180,63	0,498959	855	213,30514	0,0005195
Tributyryn	821180,63	0,498959	1030	513,928174	0,0006258
Aseton	729,691863	0,000443	784	0,34760184	0,0004764
Butanol	2034,69755	0,001236	810	1,00140876	0,0004922
Etanol	660,84556	0,000402	789	0,31681336	0,0004794
Total	1645786,5	1	4268	728,899139	0,0025933

Komponen	m (cP)	m campuran (cP)
Oleil alkohol	384,143583	191,672
Tributyryn	462,769463	230,9032
Aseton	0,313	0,000139
Butanol	2,573	0,003181
Etanol	1,2424	0,000499
Total	851,041446	422,579

$$\begin{aligned} \text{mencari viskositas oleil} &= \frac{\text{rho oleil} * \text{viskositas aseton}}{\text{rho aseton}} \\ \text{viskositas oleil} &= \frac{426,6102807 * 0,313}{0,34760184} \\ &= 384,143583 \text{ cP} \\ \text{mencari viskositas tributyrin} &= \frac{\text{rho tributyrin} * \text{viskositas aseton}}{\text{rho aseton}} \\ \text{viskositas tributyrin} &= \frac{513,9281745 * 0,313}{0,34760184} \\ &= 462,7694626 \text{ cP} \end{aligned}$$

Dasar Perencanaan :

T bahan masuk	=	30
Rate massa masuk	=	1645786,495 kg/jam
Densitas larutan	=	728,8991388 kg/m ³
	=	4,5192 lb/ft ³
Viskositas larutan	=	422,5790375 cP
	=	0,422579038 kg/m.s
Laju alir volumetrik	=	$\frac{1645786,495 \text{ kg/jam}}{4268 \text{ kg/m}^3}$
	=	385,6107065 m ³ /jam
	=	0,107114085 m ³ /s
	=	3,782701782 ft ³ /s
	=	226,9621069 ft ³ /min

Perencanaan pompa

Asumsi	:	Aliran turbulen
Perkiraan panjang pipa lurus	=	23 m 23*3,28 ft
Jumlah elbow	=	6 buah
Tinggi liquid pada filter	=	6 m
Tinggi feed masuk (Z2)	=	12,5 m
Z1	=	6 m
ΔZ	=	Z2 - Z1
	=	12,5 - 6
	=	6,5 m
densitas campuran	=	4268 kg/m ³
Viskositas campuran	=	422,5790375 cP
Waktu pemompaan	=	1 jam
		(Peters,1991,hal 496)
ID optimum	=	$3,9 * Q^{0,45} * \rho^{0,13}$
	=	$3,9 * 3,7827^{0,45} * 4,519^{0,13}$
	=	6,3 in

Dari Appendix K properties of pipe (Lloyd E. Brownell 1959)
dengan data sebagai berikut :

OD =	8,625 in =	0,715875 ft =	0,217626
ID =	7,981 in =	0,662423 ft =	0,2013766
A =	=	2,283 ft ²	
v =	=	$\frac{3,7827 \text{ ft}^3/\text{s}}{2,2830 \text{ ft}^2}$	1,6569 ft/s

$$Nre = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{4268 \times 0,8953 \times 0,4007}{422,579 \times (1 \times 10^{-3})}$$

$$Nre > 2100 \rightarrow 3.624 \text{ aliran turbulen}$$

Digunakan pipa *commercial steel* $e = 4,6 \cdot 10^{-5}$ (Geankoplis, fig.2.10-3)

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5}}{0,895346} = 0,0000514$$

sehingga, $f = 0,003$

Elbow 90° (4 buah) $\rightarrow \frac{Le}{ID} = 35$

$$Le = 4 * 35 * 2,9375$$

$$Le = 411,2 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total} = 22,967 + 411,2$$

$$L = 434,2 \text{ ft}$$

Friksi gesekan dalam pipa

$$f = \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D}$$

$$= \frac{2 \times 0,003 \times 0,4007^2 \times 434,2}{32,174 \times 2,93748825}$$

$$= 0,004426 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi kontraksi dari tangki ke pipa

$$fc = \frac{Kc \cdot v^2}{2 \cdot gc \cdot \alpha} \text{ untuk aliran turbulen } \alpha = 1$$

dan $Kc = 0,55$

$$fc = \frac{0,55 * 0,4007^2}{2 * 32,174 \times 1}$$

$$= 0,001372 \text{ ft.lbf/lb}$$

Friksi perluasan (*enlargement*)

$$fex = \frac{(v1-v2)^2}{2 \cdot gc \cdot \alpha}$$

$$= \frac{0 - 0,4007^2}{2 \cdot 32,174 \times 1}$$

$$\begin{aligned}
 & 2 * \quad \quad \quad 32,174 \times 1 \\
 & = \quad \quad \quad 0,002495 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \Sigma F & = \quad \quad \quad f + f_c + f_{ex} \\
 & = \quad \quad \quad 0,004426 + 0,001372 + \quad 0,00249531 \\
 & = \quad \quad \quad 0,008294 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \text{Asumsi : } \Delta P & = \quad \quad \quad 1 \text{ atm} = \quad \quad \quad 14,6959 \text{ lb/in}^2 \\
 & = \quad \quad \quad 2116,80 \text{ lb/ft}^2 \\
 \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s & = 0 \\
 6,5 + \frac{0 - 0,4007^2}{2 \times} + \frac{2116,8 + 0,00829}{32,174} & = \quad -W_s \\
 -W_s & = \quad \quad \quad 6,5 + \frac{0,16056 + 0,00794467}{64,348} + 0,008294 \\
 -W_s & = \quad \quad \quad -6,511918 \text{ ft.lbf/lb} \\
 W_s & = \quad \quad \quad 6,511918 \text{ ft.lbf/lb} \\
 m1 & = \quad \quad \quad \frac{\text{massa total}}{3600 \text{ detik}} \\
 & = \quad \quad \quad \frac{1645786}{3600} \\
 & = \quad \quad \quad 457,1629 \text{ kg/s} \\
 & = \quad \quad \quad 1007,871 \text{ lb/s} \\
 \text{Efisiensi pompa} & = \quad \quad \quad 20\% \\
 \text{Brake hp} & = \quad \quad \quad \frac{-W_s \cdot m1}{\eta \cdot 550} \\
 & = \quad \quad \quad \frac{6,511918 * 457,162915}{20\% * 550} \\
 & = \quad \quad \quad 27,0637 \text{ ft.lbf/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = \quad \quad \quad 85\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{100\% *}{85\%} 27,0637036 \\ &= 31,83965 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Centrifugal Pump

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Centrifugal Pump (L-251)
Fungsi	Memompa bubuk kakao dari dekanter menuju distilasi
Bentuk/Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah	1 unit
Diameter luar	8,6 in
Diameter dalam	7,981 m
Panjang	434,2 ft
Daya	31,83965 hp

Distilasi I (D-310)

Fungsi : Untuk memisahkan Ekstraktan dengan ABE

Tipe : sieve tray

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade B

Dasar Pemilihan :

- 1 efisiensi tinggi dan struktur kuat
- 2 lebih ringan memiliki allowable stress yang besar
- 3 biaya treatment murah tahan terhadap korosifitas tinggi

1. Kondisi feed beserta komposisinya

	Komponen	Massa (kg)	kmol	Xf	titik didih
A	Oleil alkohol	821180,63	3058,651473	0,498959393	307,5
B	tributyrim	821180,63	2715,874017	0,498959393	333
C	butanol	2034,6976	27,45102672	0,001236307	117,7
D	aseton	729,69186	15,83876413	0,00044337	56
E	etanol	660,84556	11,3781949	0,000401538	78,7
TOTAL		1645786,5	5829,193476	1	

2. kondisi pada boiling point

$$T = 121,4799699 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K_i = 0,6212$$

	Komponen	X	Pi (mmHg)	K = P/Pi	Y = X.K
A	Oleil alkohol	0,4989594	0,238356517	0,000313627	0,00016
B	tributyrim	0,4989594	1564,491682	2,058541687	0,970176

C	butanol	0,0012363	862,548811	1,134932646	0,005408
D	aseton	0,0004434	3249,707029	4,275930301	0,011744
E	etanol	0,0004015	4778,377987	6,287339457	0,01237
TOTAL		1	10455,36387	13,75705772	0,999858

2. kondisi pada dew point

$$T = 106,4992768 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K_i = 0,6212$$

	Komponen	Y distilat	Pi (mmHg)	K = P/Pi	Y = X.K
A	Oleil alkohol	0	0,067463837	0,00008	0
B	tributyryn	0	861,0271	1,1329	0
C	butanol	0,507311	463,1416	0,60939	0,5171
D	aseton	0,2824133	1857,1663	2,44363	0,07179
E	etanol	0,2102757	3086,949	4,06177	0,032159
TOTAL		1	6268,351464	8,24777	0,621049

2. kondisi pada boiling point

$$T = 121,4799699 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K_i = 0,6212$$

	Komponen	X bottom	Pi (mmHg)	K = P/Pi	Y = X.K
A	Oleil alkohol	0,5296042	0,253768978	0,000333907	0,000176
B	tributyryn	0,4702525	1612,240949	2,12136967	0,99757
C	butanol	2,377E-05	889,8602442	1,170868742	0,000027
D	aseton	0,0001097	3342,618167	4,398181799	0,000482
E	etanol	9,851E-06	4884,768799	6,427327367	0,000063
TOTAL		1	10729,74193	14,11808149	0,998318

Menentukan stage (N) teoritis dan reflux aktual (R)

Berdasarkan perhitungan kolom distilasi pada neraca massa didapatkan :

$$a \text{ distilat} = 11,45333$$

$$a \text{ bottom} = 1,82392$$

$$a \text{ average} = \frac{a \text{ distilat} + a \text{ bottom}}{2} = \frac{11,45333 + 1,82392}{2} = 4,5706 \text{ (Geankoplis, 2003; page 745)}$$

Menentukan stage minimum (Nm)

Dengan menggunakan metode Fenske (Geankoplis, 2003; eq 11.7-12; page 745)

$$Nm = \frac{\log [X_{LD} \cdot D / X_{HD} \cdot D * X_{HW} \cdot W / X_{LW} \cdot W]}{\log (a \text{ average})}$$

$$Nm = \frac{\log \frac{128884,5}{80471541,5}}{\log 4,5706}$$

$$Nm = 13$$

$$Nm = \frac{0,91514169}{14,223} \gg 15$$

Menurut Geankoplis (2003) untuk menghitung Θ , reflux, reflux minimum, jumlah tray sebagai berikut :

$$\text{Asumsi } q = 0,260865421$$

$$\text{Misal } q = 0,05$$

$$1-q = \frac{\sum aiXiF}{ai - q}$$

(Geankoplis, 2003; page 748)

$$Rm + 1 = \frac{\sum aiXiD}{ai - q}$$

(Geankoplis, 2003; page 748)

Berdasarkan rumus tersebut, diperoleh data sebagai berikut :

	Komponen	1-q =	Rm+1	Rm
A	Oleil alkohol	2,97E-05	0	12905,83646
B	tributyryn	0,155823	0	
C	butanol	0,0010131	-764,436499	
D	aseton	0,0013994	12005,50823	
E	etanol	0,001216	1665,764731	
TOTAL		0,1594811	12906,83646	

Komponen	R = 1,5Rm	R/(R+1)	Rm/(Rm+1)	Nm/N	N
Oleil alkohol	19358,75469	0,9999483	0,999922522	0,67	21,228
tributyryn					
butanol					
aseton					
etanol					

nilai 1-q yaitu 0,739135 dengan kata lain $q = 0,260865$ (asumsi benar)

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan grafik korelasi Erbar -Maddox (Geankoplis, 2003; page 749), yaitu hubungan antara $R/R+1$ dan $R/Rm+1$

Dari grafik tersebut diperoleh nilai Nm/N sebesar : 0,67

$$\frac{Nm}{N} = 0,67$$

$$\frac{14,2227626}{N} = 0,67 \gg N = \frac{14,2227626}{0,67}$$

$$N = 21,228$$

$$N = 22$$

Perhitungan desain

1. Efisiensi tray (Eo)

$$T \text{ top} = 379,6492768 \text{ K}$$

$$T \text{ bottom} = 394,6299699 \text{ K}$$

$$T \text{ average} = 387,1396233 \text{ K}$$

$$E_o = 51 - 32,5 \log (m_a \cdot a_a)$$

Dimana :

m_a : viskositas campuran (cp)

a_a : relatif volatility rata-rata

Menentukan viskositas campuran

Komponen	x _F	μ (kg/ms)	x _F .μ
Oleil alkohol	0,498959393	0,4829385	0,24096669
tributylin	0,498959393	0,4692704	0,234146878
butanol	0,001236307	0,0009144	1,13047E-06
aseton	0,00044337	0,0003174	1,40724E-07
etanol	0,000401538	0,0002893	1,16158E-07
Total	1	0,95373	0,475114955

$$a_{av} = 4,5706$$

Average viscosity feedstock

$$m_{av} = X_{f,m} \cdot a_{av}$$

$$= 0,4751 \times 4,5706$$

$$= 2,17154$$

Menggunakan fig. 11.13 Coulson VI. Diperoleh efisiensi tray (Eo)

2. Actual stage dan refluks actual

$$N_{act} = \frac{N_{teoritis}}{E_o}$$

$$= \frac{22}{0,85}$$

$$= 25,88235$$

Dimana stage actual adalah jumlah stage reboiler maka ;

$$S_{act} = N_{act} + 1 \text{ stage actual}$$

$$= 25,88235 + 1$$

$$= 26,88235$$

3. Feed-point location

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right] \quad (11.62)$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \frac{\log (x_{Hf}) W (w_{LW})^2}{\log (x_{Hf}) D (w_{LD})^2}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log 70,2245683$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,38037675$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,462835609$$

$$N_e = 1,462835609 N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$N_s = 8,932792721 \gg 9$$

$$N_e = 9 \text{ (tray rectifying)}$$

$$N_e = N - N_s$$

$$N_e = 22 - 9$$

$$N_s = 13 \text{ (tray stripping)}$$

Sehingga, feed masuk pada stage ke 14

4. Flowrate pada rectifying section

$$R = L/D$$

$$L = R \times D$$

$$= 1,839966 \times 38,0913581$$

$$= 70,08682 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,01947 \text{ kg/s}$$

$$V = L + D$$

$$= 0,01947 + 38,0913581$$

$$= 38,11083 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,010586 \text{ kg/s}$$

5. Dirancang sieve tray dengan Downcomer

a. vapor

$$\text{Mass flow rate, } V = 0,010586341 \text{ kg/s}$$

$$\text{Density } \rho V = 1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetrik flow rate} = 0,010586341 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. liquid

$$\text{Mass flow rate, } L = 0,010586341 \text{ kg/s}$$

$$\text{Density } \rho L = 1457,8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetrik flow rate} = 7,26186E-06 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Flow parameter

$$FLV = \frac{(L/V) \times (\rho V / \rho L)^{0,5}}{0,019 \times 1^{0,5}} \quad (\text{Coulson 4th, hal.568})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,010586}{1,839026} \times \frac{1457,8}{0,02619094} \\
 &= 0,048166
 \end{aligned}$$

d. Kapasitas vapor, Uf

Plate spacing = 6 in hingga 36 in (Coulson 4th, hal.557)

Diambil plate spacing = 24 in

$$= 0,6096 \text{ m}$$

Pada FLV = 0,0482 didapatkan harga K1

K1 = 0,15 (Coulson 4th, fig. 11.27 hal.568)

$$\begin{aligned}
 Uf &= K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \\
 &= 0,15 \times 1456,8^{0,5} \\
 &= 5,725207 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

e. Pemilihan tray berdasarkan literatur Coulson VI

Digunakan single cross flow tray dengan segmental downcomer

Konfigurasi yang digunakan adalah sebagai berikut : (Coulson 4th, hal.572)

Asumsi:

Weir height, 40-50 mm atau 6-12 mm untuk vacuum

$$hw = 12 \text{ mm}$$

hole diameter, 2.5-12 mm

$$dh = 5 \text{ mm}$$

$$\text{tray thickness} = 5 \text{ mm}$$

6. Diameter kolom, Dc

$$\text{Persen flooding, } F = 0,8$$

$$\hat{u} = F \times Uf$$

$$= 0,8 \times 5,7252074$$

$$= 4,580165936 \text{ m./s}$$

Maksimum volumetrik flowrate (Uv max)

$$\begin{aligned}
 Uv \text{ max} &= \frac{V/rV}{1} \\
 &= \frac{0,010586341}{1} \\
 &= 0,010586341 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (An)

$$\begin{aligned}
 An &= \frac{Uv \text{ max}}{\hat{u}} \\
 &= \frac{0,010586}{5,725207}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{4,580166}{0,002311} \text{ m}^2$$

Cross section area dengan 12% downcomer area (Ac)

$$Ac = \frac{An}{1 - 0,12}$$

$$= \frac{0,002311}{0,88}$$

$$= 0,002627 \text{ m}^2$$

Diameter kolom, Dc

$$Dc = \frac{4 \times At^{0,5}}{p}$$

$$= \frac{4 \times 0,00262653^{0,5}}{p}$$

$$= 0,065286 \text{ m}$$

7. Turbulasi kolom

Diameter, Dc = 0,065286192

Kolom, Ac = 0,003 m

Downcorner, Ad = 12% x At

$$= 0,000 \text{ m}$$

Net area, An = Ac - Ad

$$= 0,002 \text{ m}$$

Active area, Aa = Ac - 2Ad

$$= 0,002 \text{ m}$$

Hole area, Ah = 10% x Ac

$$= 0,000 \text{ m}$$

Nilai weir length disesuaikan pada fig. 11.31 Coulson 4th, hal.573

$$Ad \times 100 / Ac = 12\%$$

$$\text{Maka, } Iw / Dc = 0,77$$

$$\text{Sehingga, } Iw = 0,77 \times 0,06528619$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

8. Flooding check, F

$$Un = \frac{Qv / An}{0,002}$$

$$= \frac{0,011}{0,002}$$

$$= 4,580166 \text{ m/s}$$

9. Perhitungan entrainment

Untuk Flv = 0,0482

$$\begin{aligned}
 F &= 80\% \\
 \text{maka :} & \\
 \psi &= 0,10 \\
 \psi &= 0,09 < 1
 \end{aligned}$$

10. Tray pressure drop

a. maximal vapor velocity, U_h

$$\begin{aligned}
 U_h &= U_{v \text{ max}}/A_h \\
 &= \frac{0,0106}{0,000} \\
 &= 40,30546 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\frac{\text{tebal tray}}{\text{hole tray}} = \frac{5}{5} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area, } A_h}{\text{Activity area, } A_a} = \frac{0,000}{0,002} = 0,1315789$$

Untuk tebal tray/hole diameter = 1 dan hole area/activity area = 0,1316 didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dai fig. 11.31 (Coulson 4th, hal 576)

$$\text{b. } C_o = 1$$

c. Pressure drop vapor through plate, h_d (Coulson 4th ed, pers. 11.88, Hal 576)

$$\begin{aligned}
 h_d &= 51 \frac{u_h^2}{C_o} \frac{\rho_v}{\rho_L} \\
 &= 51 \frac{40,30546024^2}{1} \frac{1}{1457,8} \\
 &= 56,83292
 \end{aligned}$$

d. Pressure drop residual, h_r

$$\begin{aligned}
 h_r &= 12,5 \times 10^3 \frac{\rho_L}{1457,8} \\
 &= 8,574564
 \end{aligned}$$

e. Weir C_r

$$\begin{aligned}
 \text{dimana } l_w &= \text{Weir length} = 0,05 \\
 L_w &= \text{Liquid flowrate} = 0,011
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ow} &= 750 \frac{L_w}{\rho_L l_w}^{2/3} \\
 &= 750 \frac{0,011}{1457,8 \times 0,05}^{2/3}
 \end{aligned}$$

$$= 0,004$$

f. Weir heighth, hw

$$hw = 12 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total tray pressure drop, ht} = hd + hr + how + hw$$

$$ht = 56,83292 + 8,57456441 + 0,004 + 12$$

$$ht = 77,411$$

11. Check weeping

$$\text{Liquid flowrate, } Lw = 0,011 \text{ kg/s}$$

$$\text{Liquid flowrate minimum, } Lw \text{ min} = 0,7 Lw$$

$$= 0,7 \times 0,011$$

$$= 0,0074$$

$$\text{Weir crest, } how = 0,000 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir crest minimum, } how \text{ min} = 750 \frac{Lw \text{ min}^{2/3}}{\rho L Iw}$$

$$\text{How min} = 750 \times \frac{0,01^{2/3}}{1457,8 \times 0,05}$$

$$\text{How min} = 0,0000026$$

$$hw + how \text{ min} = 12 + 0,0000026$$

$$= 12,000003$$

$$K2 = 27,30$$

$$\text{Minimum vapor velocity} = \frac{2 - 0,90 (25,4 - dh)}{(\rho V)^{1/2}}$$

$$= \frac{29 - 0,9 \times 25,4}{1^{1/2}}$$

$$= 573,24 \text{ m/s}$$

maka kecepatan uap minimum harus diatas nilai tersebut.

12. Downcomer design**a. Downcomer pressure loss**

$$hap = hw = 10$$

$$= 12 = 10$$

$$= 2 \text{ mm}$$

b. Clearance area under downcomer

$$Aa = hap \times Iw = 0,01$$

$$= 2 \times 0,01$$

$$= 0,01482$$

c. Headloss in the downcomer

Nilai Ad lebih kecil dari nilai Aap, sehingga nilai Ad yang digunakan pada Am

$$hdc = 166 \frac{L^2}{\rho L \times Aam}$$

$$= \frac{166 \cdot 0,01947}{1457,8 \cdot x} \cdot 0,000$$

$$= 0,298025 \text{ mm}$$

d. Backup in the downcomer, hb

$$\begin{aligned} hb &= hw + how + hdc + ht \\ &= 12 + 0,0000 + 0,29802 + 77,411 \\ &= 89,709 \text{ mm} \\ &= 0,089709 \end{aligned}$$

e. Downcomer residence time, tr

$$tr = \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho L}{L}$$

$$tr = \frac{0,000 \cdot 0,089709491 \cdot 1457,8}{0,01947}$$

$$tr = 2,11721877$$

13. Trial layout : Catride

digunakan plate type catride, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones (Coulson 4th, hal. 583)

$$\text{dengan nilai } lw/Dc = 0,770000 \text{ (Coulson 4th, fig 11.32 hal. 575)}$$

$$\text{didapatkan nilai } \theta_c = 90$$

$$Lh/Dc = 0,2$$

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned} \theta &= 180 - \theta_c \\ &= 90^\circ \end{aligned}$$

mean length, unperforated edge strips (Lm)

$$\begin{aligned} L\pi &= (Dc - hw) \cdot 3,14 \cdot \frac{\theta}{180} \\ &= 5,73 - 0,012 \cdot 3,14 \cdot 0,422 \\ &= 7,577253 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (Aup)

$$\begin{aligned} Aup &= hw \cdot Lm \\ &= 0,012 \cdot 7,577 \\ &= 0,090927 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

mean length of calming zone (Lcz)

$$\begin{aligned} Lcz &= (Dc - hw) \cdot \sin \frac{(\theta_c)}{2} \\ &= 5,73 - 0,012 \cdot x \cdot 0,79 \\ &= 4,515108 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of calming zone (Acz)

$$\begin{aligned} Acz &= 2 \cdot Lcz \cdot hw \\ &= 2 \cdot 4,515107961 \cdot 0,012 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,108363 \\
 \text{Total area perforated (Ap)} \\
 \text{Ap} &= Aa - (Aup + Acz) = 0,005192308 \\
 &= 2,80894359 - 0,090927035 + 0,1083626 \\
 &= 2,6097 \text{ m}^2 \\
 \text{Ah/Ap} &= \frac{0,8201}{2,6097} = 0,314240
 \end{aligned}$$

dari Coulson 4th, fig. 11.33 hal.575 didapatkan nilai

$$\begin{aligned}
 \text{Ip/dh} &= 2,2 \\
 \text{jumlah holes} \\
 \text{area untuk 1 hole (Aoh)} &= \frac{3,14 \text{ dh}^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \cdot 0,0051900^2}{4} \\
 &= 0,000021 \text{ m}^2 \\
 \text{Jumlah holes} &= \frac{0,8201}{0,000021} = 38782,8325 \text{ holes}
 \end{aligned}$$

14. Tebal dinding kolom

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{PR}{SE - 0,6 P} + C \\
 \text{dimana :} & \text{(Brownell \& Young, hal 90)} \\
 \text{tekanan desain, P} &= 0,465 \text{ atm} \\
 &= 6,8336 \text{ lb/in}^2 \\
 \text{diameter} \quad D &= 0,50 \text{ m} \\
 &= 19,685 \text{ in} \\
 \text{standar D} &= 42 \text{ in} = 1,06680213 \text{ m} \\
 \text{welding joint efisiensi} &= 0,85 \\
 \text{tebal korosi} &= 1/8 \text{ in} \\
 \text{Working stress allowable} &= 11250 \text{ lb/in}^2 \\
 \text{Tebal silinder} &: \\
 t \text{ silinder} &= \frac{P_i \times OD}{2 (f.E - 0,6 P_i)} + C \\
 &= \frac{6,8336 \times 19,685 + 1/8}{2 \times 10120,8998} \\
 &= \frac{0,0066 + 1/8}{10120,8998} \\
 &= 0,1316 \\
 &= 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal head

$$t \text{ torispherical} = \frac{P_i \times r \times W}{\dots}$$

$$2 (f.E - 0,2 Pi)$$

(Brownell & Young, pers. 7.77 hal 138)

$$\begin{aligned} OD &= 19,685 \text{ in} \\ r &= 20 \text{ in} \\ icr &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ W &= \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{r}{icr} \times \frac{1}{2} \\ &= \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{20}{1 \frac{1}{4}} \times \frac{1}{2} \\ &= 0,25 \times 3 \times 4,0000 \\ &= 3 \text{ in} \\ t \text{ torispherical:} &= \frac{6,83 \times 20 \times 3}{2 \times 11,25 \times 0,85 - 0,2 \times 3} \\ &= \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\ &= 19,685 + 2 \times \frac{1}{4} \\ &= 20 \frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

15. Tinggi kolom distilasi, H (Sawitowski, hal.253)

$$\begin{aligned} H &= [N1.tray spacing1 + N2.tray spacing2] \\ &= 4 \times 0,61 + 12 \times 0,61 \\ &= 21,96 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Kolom Distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Kolom Distilasi D-310
Fungsi	Memisahkan oleil alkohol dan tributyrin dari aseton, butanol, dan
Tipe kolom	Tray
Jenis tray	Sieve tray
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-240 Grade B
Jumlah Stage	25,88235
Tray spacing	0,61 m
Ketebalan tray	5 mm
Diameter hole	5 mm
Tingggi weir	12 mm
Panjang weir	0,00741 mm
Diameter kolom	0,50 m
Column Area	0,0026 m
Downcomer area	0,12 m

Net area	0,002 m ²
Active area	0,014821 m ²
Hole area	0,8201 m ²
Area of holes	0,000021 m ²
Jumlah Holes	38782,83 holes
Downcomer residence time	2,117219 s
Tebal silinder	3/16 in
Tebal head	3 in
Tebal tutup bawah	1/4 in
Tinggi kolom	21,96 m

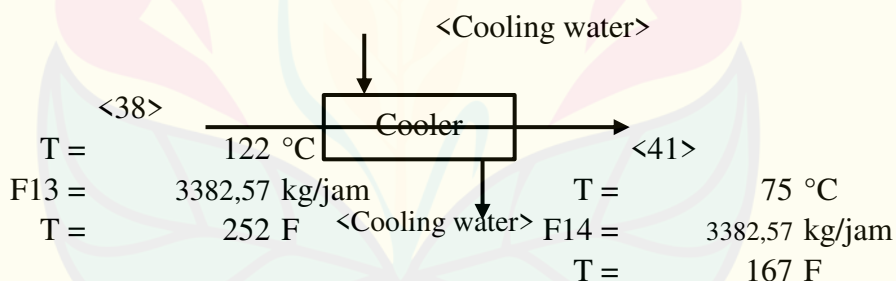
Kondensor (E-311)

Fungsi : mengubah fase aseton dan butanol dari uap menjadi cair

Tipe : Shell Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*
 Tube *Carbon steel*
 Jumlah : 1 buah
 DP allowance : 10 psia



T cooling water = 30 °C = 86 F

T cooling water = 60 °C = 140 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	252	86
T keluar	°F	167	140
massa	kg	3382,57	3382,57
massa	lb	7455,18	7455,18

Q = 4481479548 kg/jam

Q = 4247847913 btu/jam

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes)

(Tabel 10, Kern)

Panjang =	1 ft	(ditentukan)
BWG =	18	
OD =	3/4 in	triangular
	0,75 in	
Pitch =	1 in	= 1 in
Rd =	0,001	
DP =	10 psi	

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

dimana : $DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{112 - 81}{\ln \frac{112}{81}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{31}{0,32}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 95,48 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 209 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial *Ud* (Kern hal. 840)

Hot fluid : ABE *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

$$\text{Viskositas ABE (T)} = 122 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Viskositas ABE, pada suhu (T)} = 395,5 \text{ } \text{K}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,954 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 2,308027 \text{ lb/ft.h}$$

COLD FLUID

$$\text{Viskositas cooling water} = 0,83 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas cooling water} = 2,01 \text{ lb/ft.h}$$

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

$$T = 303,15 \text{ } \text{K}$$

HOT FLUID

Densitas

Densitas ABE, pada suhu (T) = 122 C

Densitas ABE, pada suhu (T) = 395,5 K

Densitas campuran = 1547,80 kg/m³Densitas campuran = 96,62578 lb/ft³**COLD FLUID**Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 30 C

T = 303,15 K

tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

Ud = 75

A = Q/Ud x Dt = 593165,96 ft²Karena A > 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis STHEa" = 0,1963 ft²/ (Tabel 10, Kern hal. 843)

Nt = A / I x a" = 116438,48

Menggunakan : N=2-P

Nt standar = 958 (Tabel 9, Kern hal. 842)

IDs = 39 in (Tabel 9, Kern hal. 842)

Ud koreksi = (Nt/Nt standart) x Ud

Ud koreksi = 9115,75 Btu/J ft² °F

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :

IDs = 35 in (diameter dalam shell)

B = 18 = 18 in (baffle spacing)

n' = 2 1/6 *passes* (jumlah *passes* pada shell)

(Gambar 28, Kern, 838)

de = 1,48 in (diameter ekivalen)

Bagian Tube :

di = 0,652 in (diameter dalam tube)

do = 0,75 in (diameter luar tube)

l = 5 ft (panjang tube) (Tabel 10, Kern, 843)

n = 2 *passes* (jumlah *passes* pada tube)

Nt = 1330 (Jumlah tube) (Tabel 9, Kern)

Pt = 1 in (Pitch tube)

C' = 0,25 in (Jarak antara diameter luar tube)

a" = 0,1963 ft² (Luas permukaan panjang)

$$a' = 0,334 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran})$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell	Tube (Cooling Water)
4. Luas aliran	4. Luas aliran
$as = \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	$at = \frac{(Nt \times at')}{144n}$
$as = \frac{153}{312}$	$at = \frac{444,22}{288}$
$as = 0,4908 \text{ ft}^2$	$at = 1,5424 \text{ ft}^2$
5. Reynold Number	5. Reynold Number
$Gs = \frac{M}{as}$	$Gt = \frac{m}{at}$
$Gs = \frac{7455,18}{0,4908}$	$Gt = \frac{3382,57}{1,5424}$
$Gs = 15190,3 \text{ lb/jam ft}^2$	$Gt = 2193,01 \text{ lb/jam ft}^2$
$Nre = \frac{de \times Gs}{2,42\mu}$	$Nre = \frac{ID \times Gt}{2,42\mu}$
$Nre = 735,4$	$Nre = 769,06$
6. jH	6. jH
$jH = 330,00$ (Gambar 28, Kern hal. 838)	Karena fluidanya air, jH tidak perlu
7. Heat transfer coefficient	7. Heat transfer coefficient
$ho = jH \times (k/de) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3}$	$\rho = 0,83 \text{ lb/ft}^3$
Hasil HEN	$Vt = 7,339 \text{ ft/s}$
$Cp = 0,67 \text{ btu/lb}$	dianggap 1 ft/s
$k = 3,7 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$	hi dari gambar 25, Kern, hal.835
$MW = 0,633$	Pada $T = 86,00 \text{ }^\circ\text{F}$, hi =
$ho = 4238,30$	Faktor koreksi = 0,98
	$hi' = 103 \text{ btu/hr.ft}$
	$hi = 710 \text{ btu/hr.ft}^2$
	8. hio
	$hio = hi \times ID/OD = 617,23$

9. Evaluasi Uc

$$Uc = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)}$$

$$Uc = 538,77 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

10. Evaluasi Ud

$$A = Nt \times l \times a'' \times 2$$

$$A = 119700,00 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q / A \cdot \Delta t$$

$$U_d = 124 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

11. Evaluasi Rd

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$R_d = 0,0062 > R_d \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell	Bagian Tube (Cooling Water)
1. <i>Reynold Number</i>	1. <i>Reynold Number</i>
Nre = 735,4	Nre = 769,06
f = 0,002	f = 0,04
(figure 29, Kern, Hal. 839)	(Gambar 26, Kern, Hal. 836)
2.	2.
$N + 1 = 12 L \times n' / B$	$\rho_{\text{substance}} = 2,0 \text{ lb/ft}^3$
$N + 1 = 6,86$	S.g. = 1,00
$\rho_{\text{substance}} = 96,63 \text{ lb/ft}^3$	$\Delta P_I = \frac{f \times (Gt^2) \times L \times n}{5,22 \times (10^{10}) \times d_i \times s_g}$
S.g. = 1,00	$\Delta P_I = \frac{6700,00004}{3,4034E+10}$
$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs^2) \times I D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g}$	$\Delta P_I = 0,0000002 \text{ psia}$
$\Delta P_s = \frac{148211386182}{28710000000}$	$\Delta P_n = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$
$\Delta P_s = 5,162361$	$v^2/2g = 0,00122169$
$\Delta P_s < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi	(Gambar 27, Kern)
	$\Delta P_n = \frac{0,00268773}{144,00}$
	$\Delta P_n = 0,00002 \text{ psia}$
	$\Delta P_t = \Delta P_I + \Delta P_n$
	$\Delta P_t = 0,00002 \text{ psia}$
	$\Delta P_t < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi

Ringkasan:

Tabel spesifikasi kondensor	
Alat	: Kondensor
Kode	: E-311
Fungsi	: mengubah fase aseton dan butanol dari uap menjadi cair
Tipe	: Shell Pipe Heat Exchanger
Kapasitas	: 3382,6 kg
Dimensi	:

-Shell	Diameter dalam (IDs)	=	35,00 in
	Baffle spacing (B)	=	17,50 in
-Tube	Diameter dalam (ID)	=	0,65 in
	Diameter luar (OD)	=	0,75 in
	Nt	=	1330
	Pitch (Pt)	=	3/4
	Panjang tube (l)	=	5 in
DP allowance			10 psia
Dirt factor (Rd)			0,006
Bahan	-Shell		Carbon steel
	-Tube		Carbon steel

Centrifugal Pump (L-312)

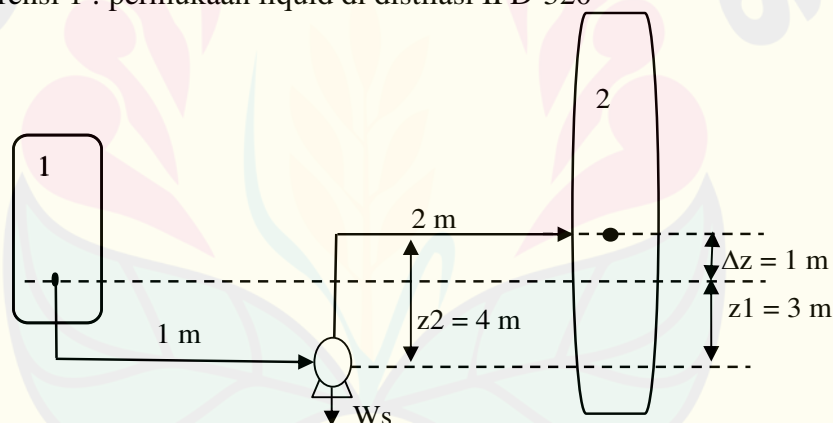
Fungsi : untuk memompa ABE ke distilasi 2

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time : 1 jam

Titik referensi 1 : permukaan liquid di kondensor E-311

Titik referensi 2 : permukaan liquid di distilasi II D-320



Komponen	Distilat (kg)	x	rho	V
Butanol	2024,524064	0,5985166	810	2,499412424
Aseton	700,5041888	0,2070923	784	0,893500241
Etanol	657,5413319	0,1943911	789	0,833385719
Total	3382,569584	1	2383	4,226298384

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	4,23 m ³ /jam
	=	0,012 m ³ /s
	=	0,415 ft ³ /s
	=	24,875 ft ³ /min

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= 800,362 \text{ kg/m}^3 \\ &0,800 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &0,471 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhouse hal.498
didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i &= 6 \\ \text{Schedule no} &= 40 \\ \text{OD} &= 6,525 \text{ in} \\ &= 0,165735 \text{ m} \\ \text{ID} &= 6,548 \text{ in} \\ &= 0,166319 \text{ m} \\ \text{A} &= 155 \text{ ft}^2 \\ &= 14,3995 \text{ m}^2 \\ v &= \frac{Q}{A} = \frac{16,005}{14,3995} \\ &= 1,111497 \text{ m/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \\ &= \frac{184,3086}{0,0187} \\ &= 9856,074 \end{aligned}$$

(Nre > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana, } K_c &= 0,55(1-(A_2/A_1)) \\ v^2 &= v \end{aligned}$$

karena luas permukaan tangki (A1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A2), sehingga $A_1 \gg \gg \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\begin{aligned} \text{maka } K_c &= 0,55 \\ h_c &= \frac{0,55 \times 0,8855}{2 \times 1} \\ &= 0,243513 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 7 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 98)

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= 9856 \\
 L &= 7 \text{ m} \\
 \text{dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai } f &= \\
 F_f &= \frac{4 f v^2 L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\
 &= \frac{0,12397}{310} \quad 0,005 \\
 &= 0,0004 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,75 \\
 h_f &= 4 \frac{K_f v^2}{2} + \frac{K_f v^2}{2} \\
 &= 4 \frac{0,664125}{2} + \frac{K_f v^2}{2} \\
 &= 3,98475 \text{ J/kg} \quad \frac{5,313}{2}
 \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

dimana, $K_{ex} = (1 - (A_2/A_3))^2$
diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\begin{aligned}
 \text{maka, } A_2 &= \frac{1}{9} A_3 \\
 \text{jadi } K_{ex} &= (1 - (1/9 A_3 / A_3))^2 \\
 &= 0,7885
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{0,7885}{2} \times \frac{0,7885}{2} \\
 &= 0,349108375 \quad \frac{0,8855}{1}
 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned}
 \Sigma F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 4,578 \text{ J/kg} \\
 Z_2 &= 4 \text{ m} \\
 Z_1 &= 3 \text{ m} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 2383 \\
 v_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = 0 \quad \text{kg.m}^3 \\
 v_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = 1,11149693 \\
 a &= 0,5 \quad \text{m/s} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z1 g + P1/\rho1 + v1^2/2a - Ws - \Sigma F = Z2 g + P2/\rho2 + v2^2/2a$$

$$34,6994428 - Ws = 29,7776772$$

$$Ws = 64,47712$$

kapasitas larutan masuk = 5.987,5

efisiensi pompa (η) = 80% (Peter & Timmerhause, hal 520)

$$Wp = \frac{Ws}{\eta} \text{ gal/min}$$

$$= \frac{64,47711999}{0,8} =$$

brake horsepower = $\frac{Wp \times m}{1000}$ (Geankoplis : 80,5964)

$$= \frac{80,59639998 \times 1000}{1000}$$

$$= 0,035462416 \text{ kW} \quad \underline{0,44}$$

$$= 0,0475551 \text{ hp}$$

efisiensi motor (η) = 80% (Peter & Timmerhause, hal 521)

power motor = $\frac{0,0475551}{0,8}$

$$= 0,059443875 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Centrifugal Pump (L-312)
Fungsi :	Memompa ABE ke distilasi II
Bentuk/Tipe :	Komersial steel / Centrifugal Pump
Nominal size pipe :	6, sch 40
Elbow :	90°
Jumlah :	1 unit
OD :	6,525 in
ID :	6,548 in
Panjang :	7,0 m
Daya :	0,0594 hp

Reboiler (E-313)

Fungsi : Memisahkan ekstraktan dari impuritiesnya

Tipe : Shell Pipe Heat Exchanger

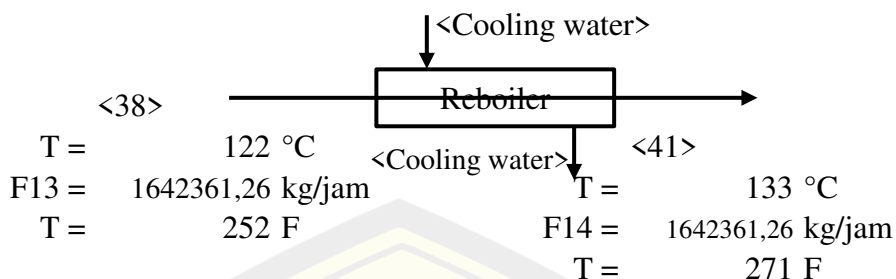
Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*

Tube *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

DP allowance : 10 psia



T Steam masuk 120 °C = 86 F

T steam keluar 120 °C = 140 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	252	86
T keluar	°F	271	140
massa	kg	1642361	1642361,26
massa	lb	3619764	3619764,22

Q = 47850195 kg/jam

Q = 45355635,07 btu/jam

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

Panjang = 5 ft (ditentukan)

BWG = 18

OD = 3/4 in triangular

0,75 in

Pitch = 1 in = 1

Rd = 0,001

DP = 10 psi

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

dimana : $DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{112 - 185}{\ln \frac{112}{185}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{-74}{-0,51}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 145,39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 262 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 263,1063 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial *Ud* (Kern hal. 840)

Hot fluid : ekstraktan *light organics*

Cold fluid : Steam *steam*

Viskositas

HOT FLUID

$$\text{Viskositas ekstraktan (T)} = 122 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Viskositas ekstraktan, pada suhu (T)} = 395,15 \text{ } \text{K}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 2,570 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 6,2194 \text{ lb/ft.h}$$

COLD FLUID

$$\text{Viskositas steam} = 0,06 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas steam} = 0,15 \text{ lb/ft.h}$$

$$T = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T = 393,15 \text{ } \text{K}$$

HOT FLUID

Densitas

$$\text{Densitas ekstraktan, pada suhu (T)} = 122 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Densitas ekstraktan, pada suhu (T)} = 395,15 \text{ } \text{K}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1045,00 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas campuran} = 65,23707 \text{ lb/ft}^3$$

COLD FLUID

$$\text{Densitas steam} = 34,89 \text{ lb/ft}^3$$

$$T = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T = 393,15 \text{ } \text{K}$$

tersedia $U_d = 100-200$ (Tabel 8, Kern hal. 840)

$$U_d = 150$$

$$A = Q/U_d \times D_t = 2079,70 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis STHE

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/ \text{ (Tabel 10, Kern hal. 843)}$$

$$N_t = A / I \times a'' = 10594,50$$

Menggunakan : $N=2-P$

$$N_t \text{ standar} = 958 \text{ (Tabel 9, Kern hal. 842)}$$

$$ID_s = 35 \text{ in} \quad (\text{Tabel 9, Kern hal. 842})$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$U_d \text{ koreksi} = 1658,85 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$U_d \text{ koreksi} = 3228,45 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :

$$\begin{aligned} ID_s &= 35 \text{ in} && (\text{diameter dalam shell}) \\ B &= 21 &= 21 \text{ in} & (\text{Baffle spacing}) \\ n' &= 1 \text{ passes} && (\text{jumlah passes pada shell}) \\ &&& (\text{Gambar 28, Kern, 838}) \\ d_e &= 0,55 \text{ in} && (\text{diameter ekivalen}) \end{aligned}$$

Bagian Tube : (Tabel 10, Kern, 843)

$$\begin{aligned} d_i &= 0,652 \text{ in} && (\text{OD tube})(\text{Tab.10, Kern, 843}) \\ d_o &= 0,75 \text{ in} && (\text{diameter luar tube}) \\ l &= 3 \text{ ft} && (\text{panjang tube}) (\text{Tabel 9, Kern}) \\ n &= 2 \text{ passes} && (\text{jumlah passes pada tube}) \\ N_t &= 958 && (\text{Jumlah tube}) \\ Pt &= 1 \text{ in} && (\text{Pitch tube}) (\text{Tabel 10, Kern, 843}) \\ C' &= 0,25 \text{ in} && (\text{Jarak antara diameter luar tube}) \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 && (\text{Luas permukaan panjang}) \\ a' &= 0,334 \text{ in}^2 && (\text{Luas penampang aliran}) \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell	Bagian Tube (Steam)
4. Luas aliran	4. Luas aliran
$a_s = \frac{(ID_s \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	$a_t = \frac{(N_t \times a'')}{144n}$
$a_s = \frac{183,75}{144}$	$a_t = \frac{319,972}{288}$
$a_s = 1,2760 \text{ ft}^2$	$a_t = 1,1110$
5. Reynold Number	5. Reynold Number
$G_s = \frac{M}{a_s}$	$G_t = \frac{m}{a_t} \text{ lb/ jam ft}^2$
$G_s = \frac{1642361,26}{1,2760}$	$G_t = \frac{1642361}{1,1110}$
$G_s = 1287074,9 \text{ lb/ jam ft}^2$	$G_t = 1478254,5$

$$\begin{aligned} Nre &= de \times Gs / 2,42\mu \\ Nre &= 9447,0 \end{aligned}$$

6. jH

$$jH = 48,00$$

(Gambar 28, Kern hal. 838)

7. Heat transfer coefficient

$$ho = jH \times (k/de) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3}$$

Hasil HEN

$$Cp = 2,505 \text{ btu/lb}$$

$$k = 0,29 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$MW = 1,331$$

$$ho = 1245,29$$

$$\begin{aligned} Nre &= ID \times Gt / 2,42\mu \\ Nre &= 1983,40 \end{aligned}$$

6. jH

Karena fluidanya air, jH tidak perlu

7. Heat transfer coefficient

$$\rho = 34,89 \text{ lb/ft}^3$$

$$Vt = 0,049 \text{ ft/s}$$

hi diperoleh dari gambar 25, Kern, hal.83
°F, hi yang

$$\text{Pada } T = 248,00 \text{ didapat}$$

$$\text{Faktor koreksi} = 0,98$$

$$hi' = 500 \text{ btu/hr.ft}$$

$$hi = 490 \text{ btu/hr.ft}^2$$

8. hio

$$hio = hi \times ID/OD = 425,973333$$

9. Evaluasi Uc

$$Uc = (hio \times ho) / (hio + ho)$$

$$Uc = 34170,00 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

10. Evaluasi Ud

$$A = Nt \times l \times a'' \times 2$$

$$A = 27,00 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q / A \cdot \Delta t$$

$$Ud = 11554 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

11. Evaluasi Rd

$$Rd = (Uc - Ud) / (Uc \times Ud)$$

$$Rd = 0,0012 > Rd \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Bagian Shell	Tube (Cooling Water)
1. <i>Reynold Number</i>	1. <i>Reynold Number</i>
$Nre = 9447,0$	$Nre = 1983,40$
$f = 0,17$	$f = 0,08$
(figure 29, Kern, Hal. 839)	(Gambar 26, Kern, Hal. 836, lb/ft ³)
2.	2.
$N + 1 = 12 L \times n' / B$	$\rho_{\text{substance}} = 65,24$
$N + 1 = 0,77$	$S.g. = 1,00$
$\rho_{\text{substance}} = 0,00 \text{ lb/ft}^3$	$\Delta P1 = \frac{x (Gt^2) \times L \times n}{5,22 \times (10^{10}) \times di \times sg}$
$S.g. = 1,00$	$\Delta P1 = 6700,00004 \text{ psia}$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s^2) \times I D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g}$$

$$\Delta P_s = \frac{148211386182}{28710000000}$$

$$\Delta P_s = 5,162361$$

$\Delta P_s < 10$ psi, desain memenuhi

$$\Delta P_l = 3,4034E+10$$

$$\Delta P_l = 0,0000002$$

$$\Delta P_n = \frac{4n v^2}{sg \ 2g \ 144}$$

$$, v^2/2g = 0,00122169 \text{ psia}$$

(Gambar 27, Kern)

$$\Delta P_n = \frac{0,00268773}{144,00} \Delta P_n$$

$$\Delta P_n = 0,00002 \text{ psia}$$

$$\Delta P_t = \Delta P_l +$$

$$\Delta P_t = 0,00002$$

$\Delta P_t < 10$ psi, desain memenuhi

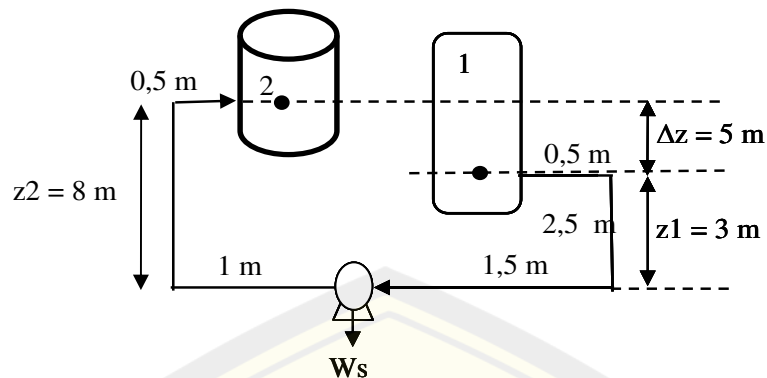
Tabel spesifikasi reboiler					
Alat		reboiler			
Kode		E-313			
Fungsi		: Memisahkan ekstraktn dari impuritiesnya			in
Tipe		Shell Pipe Heat Exchanger			in
Kapasitas		1642361		kg	in
Dimensi					in
-Shell	Diameter dalam (IDs)	=		35,00	
	Baffle spacing (B)	=		21,00	
-Tube	Diameter dalam (ID)	=		0,65	in
	Diameter luar (OD)	=		0,75	
	Nt	=		2	
	Pitch (Pt)	=		3/4	
	Panjang tube (l)	=		5	
DP allowance		10	psia		
Dirt factor (Rd)		0,0012			
Bahan	-Shell	Carbon steel			
	-Tube	Carbon steel			

Centrifugal Pump (L-314)

Fungsi : untuk memompa ekstraktn menuju fermentor

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time 1 jam



Komponen	Distilat (kg)	x	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
Oleil alkohol	821180,63	0,5	1060	774,6987075
tributyryn	821180,63	0,5	1030	797,2627476
Total	1642361,26	0,5	1060	1571,961455

Titik referensi

Titik 1 HE (E-313)

Titik 2 : menuju fermentor R-240

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	1.571,96 m ³ /jam
	=	4,367 m ³ /s
	=	154,203 ft ³ /s
	=	9.252,198 ft ³ /min
Densitas campuran	=	1.044,785 kg/m ³
		1,045 m ³ /jam
		0,614 ft ³ /min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhouse hal.498 didapatkan :

Di	=	4
Schedule no	=	40
OD	=	4,5 in
	=	0,1143 m
ID	=	4,026 in
	=	0,10226 m
A	=	1,178 ft ²
	=	0,109436 m ²
v	=	$\frac{Q}{A} = \frac{16,005}{0,109436}$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{146,2496 \text{ m/s}}{0,0187} \\
 &= 835578,2
 \end{aligned}$$

($N_{re} > 2100$ maka aliran laminar sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\begin{aligned}
 \text{dimana, } K_c &= 0,55(1 - (A_2/A_1)) \\
 v^2 &= v
 \end{aligned}$$

karena luas permukaan tangki (A_1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A_2), sehingga $A_1 \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\begin{aligned}
 \text{maka } K_c &= 0,55 \\
 h_c &= \frac{0,55 \times 0,8855^2}{2} \\
 &= 0,243513 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 14 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= 835578 \text{ m} \\
 L &= 14 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai $f = 0,005$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4 f v^2 \times L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\
 &= \frac{0,094093}{2,356} \\
 &= 0,0399 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

$$\begin{aligned}
 \text{digunakan } 4 \text{ elbow} & \quad (\text{Geankoplis, per.2.10-17}) \quad \frac{K_f v^2}{2} \\
 K_f &= 0,75 \\
 h_f &= 4 \frac{K_f v^2}{2} + \frac{0,7841103}{2} \\
 &= 4 \frac{0,588082688}{2} + \\
 &= 1,568221 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } Kex = (1 - (A2/A3))^2$$

diasumsikan luas permukaan filter 5 kali luas permukaan pipa

$$\text{maka, } A2 = 1/5 A3$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } Kex &= (1 - (1/5 A3 / A3))^2 \\ &= 0,3286 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{0,3286 \times 0,8855^2}{2 \times 1} \\ &= 0,14548765 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\Sigma F_s = hc + F_f + h_f + hex$$

$$= 1,997 \text{ J/kg}$$

$$Z1 = 8 \text{ m}$$

$$Z2 = 3 \text{ m}$$

$$\rho1 = \rho2 = 784 \text{ kg.m}^3$$

$$v1 = \frac{Q1}{A1} = 0$$

$$v2 = \frac{Q2}{A2} = 146,249596 \text{ m/s}$$

$$a = 0,5 \text{ m/s}^2$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z1 g + P1/\rho1 + v1^2/2a - W_s - \Sigma F = Z2 g + P2/\rho2 + v2^2/2a$$

$$76,6375355 - W_s = 5376,84524$$

$$W_s = 5453,48278$$

$$\text{kapasitas larutan masuk} = 7.816,0$$

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad (\text{Peter \& Timmerhause, hal 520})$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{5453,482776}{0,8} = 6816,8535 \end{aligned}$$

$$\text{brake horsepower} = \frac{W_p \times m}{1000} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 145})$$

$$= \frac{6816,853471 \times 0,44}{1000}$$

$$= 2,999415527 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned}
 \text{efisiensi motor } (\eta) &= 4,022216222 \text{ hp} \\
 \text{power motor} &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)} \\
 &= \frac{4,022216222}{0,8} \\
 &= 5,027770277 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	<i>Centrifugal Pump</i> (L-314)
Fungsi :	Memompa ABE menuju distilasi II (D-320)
Bentuk/Tipe :	Komersial steel / Centrifugal Pump
Nominal size pipe :	4 sch 40
Elbow :	90°
Jumlah :	1 unit
OD :	4,5 in
ID :	4,026 in
Panjang :	14,0 m
Daya :	5,0278 hp

Distilasi II (D-320)

- Tipe : sieve tray
 Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade B
 Dasar Pemilihan :
- 1 efisiensi tinggi dan struktur kuat
 - 2 lebih ringan memiliki allowable stress yang besar
 - 3 biaya treatment murah tahan terhadap korosifitas tinggi

Perhitungan desain

1. Efisiensi tray (Eo)

Diketahui

$$\begin{aligned}
 T_{\text{top}} &: 351,85 \text{ K} \\
 T_{\text{bottom}} &: 357,2498 \text{ K} \\
 T_{\text{av}} &: 354,5 \text{ K} \\
 E_o &= 51,32,5 \log (\mu_a \times \alpha_a) \quad (\text{Pers. 11.67 coulson})
 \end{aligned}$$

dimana :

μ_a : viskositas campuran (cp)

α_a : relatif volatility rata-rata

mencari viskositas campuran

Zat	x_F	μ (kg/ms)	$x_F \cdot \mu$
Aseton	0,5091346	0,0015056	0,00076655
Etanol	0,2660454	0,000253	6,7309E-05
Butanol	0,22482	0,0533	0,01198291
Total	1		0,01281677

$$\alpha_{avg} = 2,83198$$

Average viscosity feedstock

$$= (x_F \cdot \mu) \times \alpha_{avg}$$

$$= 0,012817 \times 2,83198$$

$$= 0,036297$$

Menggunakan fig. 11.13 Coulson VI. Diperoleh efisiensi tray (E_o) adalah :

$$E_o = 85\%$$

2. Actual stage dan reflux actual

$$N_{act} = N_{teoritis} / E_o$$

$$= 27,77561$$

dimana stage actual adalah jumlah stage stage reboiler, maka :

$$S_{act} = N_{act} + 1 \text{ stage act}$$

$$= 28,77561$$

$$= 29$$

3. Feed point location

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \frac{\log(x_{HF}) W (x_{LW})^2}{\log(x_{LF}) D (x_{HD})^2}$$

$$= 0,206 \times \log 2,56E-05$$

$$\frac{N_e}{N_s} = -0,94591537$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,388323947$$

$$N_e = 0,388323947 N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$= 17,28703165$$

$$N_s = 20 \text{ (tray strip)}$$

$$N_e = 4 \text{ (tray rectific)}$$

Jadi, feed masuk pada stage ke : 8

4. Flowrate pada rectifying section

$$R = L/D$$

$$L = R \times D$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,839966 \quad \times \quad 1340,7477 \\
 &= 2466,931 \text{ kg/jam} \\
 &= 6,852585 \text{ kg/s} \\
 V &= L + D \\
 &= 2466,931 \quad + \quad 1340,7477 \\
 &= 3807,678 \text{ kg/jam} \\
 &= 10,57688 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

5. Dirancang sieve tray dengan Downcomer

a. vapor

$$\begin{aligned}
 \text{Mass flow rate, } V &= 10,57688446 \text{ kg/s} \\
 \text{Density } \rho V &= 1 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volumetrik flow rate} &= 10,57688446 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

b. liquid

$$\begin{aligned}
 \text{Mass flow rate, } L &= 10,57688446 \text{ kg/s} \\
 \text{Density } \rho L &= 1457,8 \text{ kg/m}^3 \quad)^{0.5} \\
 \text{Volumetrik flow rate} &= 0,007255374 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

c. Flow parameter

$$\begin{aligned}
 FLV &= \frac{(L/V) \times (\rho V / \rho L)^{0,5}}{10,57688} \times \frac{1}{1457,8} \quad (\text{Coulson 4th, hal.568}) \\
 &= \frac{1}{10,57688} \times \frac{0,02619094}{1457,8} \\
 &= 0,02619
 \end{aligned}$$

d. kapasitas vapor, U_f (Coulson 4th, hal.557)

$$\begin{aligned}
 \text{Plate spacing} &= 6 \text{ in hingga } 36 \text{ in} \\
 \text{diambil plate spacing} &= 24 \text{ in} \\
 &= 0,6096 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada } FLV &= 0,02619 \text{ didapatkan harga } ^{0.5} \\
 &= 0,048 \quad (\text{Coulson 4th, fig. 11.27 hal.568})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_f &= K_1 \frac{\rho L - \rho V}{\rho V} ^{0.5} \\
 &= 0,048 \times 1457 \\
 &= 1,832066 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

e. Pemilihan tray berdasarkan literatur Coulson VI

digunakan single cross flow tray dengan segmental downcomer

konfigurasi yang digunakan adalah : (Coulson 4th, hal.572)

asumsi:

weir height, 40-50 mm atau 6-12 mm untuk vacuum

$$hw = 12 \text{ mm}$$

hole diameter, 2.5-12 mm

$$dh = 5 \text{ mm}$$

tray thicness = 5 mm

6. Diameter column, Dc

$$\begin{aligned} \text{persen flooding, F} &= 0,8 \\ \hat{u} &= F \times U_f \\ &= 1,46565 \quad \text{m/s} \end{aligned}$$

Maksimum volumetrik flowrate (Uv maks)

$$\begin{aligned} Uv \text{ maks} &= \frac{V}{\rho V} \\ &= \frac{10,57688}{1} \\ &= 10,57688 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (An)

$$\begin{aligned} An &= \frac{Uv \text{ maks}}{\hat{u}} \\ &= \frac{10,57688}{1,46565} \\ &= 7,2165 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross section area dengan 12% downcomer area (Ac)

$$\begin{aligned} Ac &= \frac{An}{1 - 0,12} \\ &= \frac{7,2165}{0,88} \\ &= 8,201 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad ^{0.5}$$

diameter column, Dc

$$\begin{aligned} Dc &= \frac{4 \times Ac}{\pi} ^{0.5} \\ &= \frac{4 \times 8,201}{3,14} \\ &= \frac{5,727327}{3,14} \\ &= 1,823989 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Tabulasi column (Coulson 4th, hal.581-582) m

Diameter	Dc	=	1,82
Column	Ac	=	8,201 m
Drowncomer	Ad	=	12% x At
		=	0,9841 m
Net area	An	=	Ac-Ad
		=	7,2165 m

$$\begin{aligned}
 \text{Active area} \quad A_a &= A_c - 2A_d \\
 &= 6,2324 \\
 \text{Hole area} \quad A_h &= 10\% \times A_c \\
 &= 0,8201 \\
 \text{Nilai weir length disesuaikan pada fig. 11.31 Coulson 4th, hal.573} \\
 A_d \times 100/A_c &= 12\% \\
 \text{maka, } I_w/D_c &= 0,77 \\
 \text{sehingga, } I_w &= 0,77 \times 1,82 \\
 &= 1,404471793 \text{ m}
 \end{aligned}$$

8. Flooding check, F

$$\begin{aligned}
 U_n &= \frac{Q_v}{A_n} \\
 &= \frac{10,5769}{7,2165} \\
 &= 1,4657 \text{ m/det} \\
 F &= F(\hat{u}/U_n) \\
 &= 0,8 \times \frac{1,46565}{1,4657} \\
 &= 0,8 \text{ (asumsi terpenuhi)}
 \end{aligned}$$

9. Perhitungan entrainment

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } F_{lv} &= 0,02619 \\
 \text{maka } F &= 80\% \\
 \psi &= 0,0980 \text{ (Coulson 4th, fig. 11.29 hal.570)} \\
 \psi &= 0,09 < 0,1 \\
 &\text{(Coulson 4th, hal.571)}
 \end{aligned}$$

10. Tray pressure drop

Max vapor velocity, U_h

$$\begin{aligned}
 \text{a. } U_h &= \frac{U_v \text{ maks}}{A_h} \\
 &= \frac{10,57688}{0,8201} \\
 &= 12,89775 \text{ m/s} \\
 \frac{\text{tebal tray}}{\text{hole diameter}} &= \frac{5}{5} = 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{\text{Hole area (} A_h \text{)}}{\text{Activity area (} A_a \text{)}} &= \frac{0,8201}{6,2324} = 0,1316
 \end{aligned}$$

Untuk tebal tray/hole diameter = 1 dan hole area/activity area = 0,1316 didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dai fig. 11.31 (Coulson 4th, hal 576)

$$b. Co = 0,87$$

c. Pressure drop vapor through plate, h_d
(Coulson 4th, pers. 11.88 hal.576)

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \frac{u_h}{Co} \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \\ &= 51 \frac{12,89774728}{0,87} \sqrt{\frac{1}{1457,8}} \\ &= 7,688851 \end{aligned}$$

d. Pressure drop residual, h_r (Coulson 4th, pers. 11.89 hal.577)

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \\ &= \frac{12500}{1457,8} \\ &= 8,574564 \end{aligned}$$

e. Weir Cr (Coulson 4th, pers. 11.85 hal.572)

$$h_{ow} = 750 \frac{L_w}{\rho L I_w} \sqrt[2]{3}$$

dimana :

$$\begin{aligned} I_w &: \text{weir length} &= & 1,4044718 \\ L_w &: \text{liquid flowrate} &= & 10,5769 \\ h_{ow} &= 750 \frac{10,5769}{1457,8} \times \frac{1,40447179}{\sqrt[2]{3}} \\ &= & & 23 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

f. Weir height, h_w

$$h_w = 12 \text{ mm liquid}$$

Total tray pressure drop, h_t

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + h_r + h_{ow} + h_w \\ &= 51,48 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

11. Check weeping

$$\begin{aligned} \text{Liquid flowrate, } L_w &= 10,5769 \text{ Lw} \\ \text{Liquid flowrate minim, } L_w \text{ min} &= 0,7 \times \sqrt[2]{3} \\ &= 0,7 \times 10,5769 \\ &= 7,4038 \\ \text{Weir crest, } h_{ow} &= 23,21 \text{ mm liquid} \\ \text{Weir crest minim} &= 750 \frac{L_w \text{ min}}{\rho L I_w} \sqrt[2]{3} \\ &= 750 \frac{7,4038}{1457,8} \sqrt[2]{3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1457,8 \times 1,4044718 \\
 &= 18,34437 \\
 \text{hw} + \text{how mir} &= 7,688851 + 18,3443722 \\
 &= 26,03322 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

maka didapatkan nilai K2 dari fig. 11.30 Coulson

$$K_2 = 28,8$$

minim vapor velocity

$$\begin{aligned}
 &= \frac{-0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho V)^{1/2}} \\
 &= \frac{28,8 - 0,90 \times 25,4 - 5}{(1)^{1/2}} \\
 &= 569,16
 \end{aligned}$$

maka kecepatan uap minimum harus diatas nilai tersebut

12. Downcomer design (Coulson 4th, hal.578)

a. Downcomer pressure loss

$$\begin{aligned}
 h_{ap} &= \text{hw} - 10 \\
 &= 12 - 10 \\
 &= 2 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

b. Clearance area under downcomer (Coulson 4th, pers. 11.93 hal.578)

$$\begin{aligned}
 A_a &= h_{ap} \times l_w \\
 &= 2 \times 1,40447179 \\
 &= 2,808944
 \end{aligned}$$

c. Headloss in the downcomer (Coulson 4th, pers. 11.92 ha ^2

Nilai Ad lebih kecil dari nilai Aap, sehingga nilai Ad yang digunakan pada Am

$$\begin{aligned}
 h_{dc} &= 166 \frac{L^2}{\rho \times A_a} \\
 &= 166 \frac{10,5769}{1457,8 \times 0,9841} \\
 &= 0,009023 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

d. Back up in the downcomer, hb (Coulson 4th, pers. 11.91 hal.578)

$$\begin{aligned}
 h_b &= \text{hw} + \text{how} + h_{dc} + h_t \\
 &= 86,70 \text{ mm} \\
 &= 0,0867 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Downcomer residence time, tr

$$\begin{aligned}
 t_r &= \frac{A_d \times h_b \times \rho L}{L} \\
 &= \frac{0,9841 \times 0,0867 \times 1457,8}{10,5769} \\
 &= 11,75965 \text{ s}
 \end{aligned}$$

memenuhi karena lebih dari 3 detik

13. Trial layout : Catride
 digunakan plate type catride, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi
 pinggir plate dan 50 mm wide calming zones (Coulson 4th, hal. 583)
 dengan nilai lw/Dc = 0,77 (Coulson 4th, fig 11.32)
 didapatkan nilai θ_c = 104
 Lh/Dc = 0,19

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\theta = 180 - \theta_c$$

$$= 76^\circ$$

mean length, unperforated edge strips (L_m) (Coulson 4th, hal. 584)

$$L\pi = (Dc - hw) \times 3,14 \times \frac{\theta}{180}$$

$$= 5,73 - 0,012 \times 3,14 \times 0,4222$$

$$= 7,581 \text{ m}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = hw \times L_m$$

$$= 0,012 \times 7,581$$

$$= 0,09097 \text{ m}^2$$

mean length of calming zone (L_{cz})

$$L_{cz} = \frac{(Dc - hw) \sin(\theta_c)}{2}$$

$$= \frac{5,73 - 0,012}{2} \times 0,79$$

$$= 4,51722 \text{ m}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$A_{cz} = 2 \times L_{cz} \times hw$$

$$= 2 \times 4,51722 \times 0,012$$

$$= 0,10841328$$

Total area perforated (A_p)

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 2,80894359 - 0,090969568 +$$

$$= 2,7180 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = \frac{0,8201}{2,7180} = 0,3017$$

dari Coulson 4th, fig. 11.33 hal.575 didapatkan nilai

$$I_p/dh = 2,2$$

jumlah holes

$$\text{area untuk 1 hole (Aoh)} = \frac{3,14 dh^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 0,005^2}{4}$$

$$= 0,0000196$$

jumlah holes

$$= \frac{A_h}{A_{oh}}$$

$$= \frac{A_{oh} \cdot 0,8201}{0,0000196}$$

$$= 41786,3302 \text{ holes}$$

14. Tebal dinding kolom (Brownell & Young, pers. 13.1 hal.172)

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6 P} + C$$

dimana :

tekanan desain, P = 0,465 atm m

$$= 6,8336 \text{ lb/in}^2$$

diameter D = 5,73 m

$$= 225,4848456 \text{ in (Brownell & Young, hal 90)}$$

standar D = 228 in = 5,79121158

welding joint efisiensi = 0,85

tebal korosi = 1/8 in

Working stress allowable = 11250 lb/in² + 1/8

Tebal silinder :

$$t \text{ silinder} = \frac{P_i \times OD}{2 (f.E - 0,6 P_i)} + C$$

$$= \frac{6,8336 \times 225,484846}{2 \times 10120,8998}$$

$$= \frac{0,0761}{0,2011} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,2011$$

$$= 1/4 \text{ in}$$

Tebal head torispherical (Brownell & Young, pers. 7.77 hal 138)

$$t = \frac{P_i \times r \times W}{2 (f.E - 0,2 P_i)}$$

$$= \frac{0,365925 \text{ in}}{1/2}$$

ID = 228 in

r = 180 in 1/2

icr = 13 3/4 in

$$W = \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{r}{icr} = 7,4421$$

$$= \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{180}{13 \frac{3}{4}}$$

$$= 0,25 \times 3 \times \frac{180}{13 \frac{3}{4}}$$

$$= 5,581563 \text{ in}$$

OD = ID + 2 t silinder

$$= 228 + 1/2$$

$$\begin{aligned}
 &= 228 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 15. \text{ Tinggi kolom distilasi, H} & \quad (\text{Sawitowski, hal.253}) \\
 H &= [N1.\text{tray spacing1} + N2.\text{tray spacing2}] \\
 &= 4 \times 0,61 + 27 \times 0,61 \\
 &= 18,91 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Kolom Distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Kolom Distilasi D-320
Fungsi	Memisahkan butanol dari aseton dan etanol
Tipe kolom	Tray
Jenis tray	Sieve tray
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-240 Grade B
Jumlah Stage	29
Tray spacing	0,61 m
Ketebalan tray	5 mm
Diameter hole	5 mm
Tinggi weir	12 mm
Panjang weir	1,404472 mm
Diameter kolom	1,82 m
Column Area	5,7273 m
Downcomer area	0,9841 m
Net area	7,216 m ²
Active area	2,808944 m ²
Hole area	0,8201 m ²
Area of holes	0,000020 m ²
Jumlah Holes	41786,33 holes
Downcomer residence time	11,75965 s
Tebal silinder	1/4 in
Tebal head	0,365925 in
Tebal tutup bawah	5,581563 in
Tinggi kolom	18,91 m

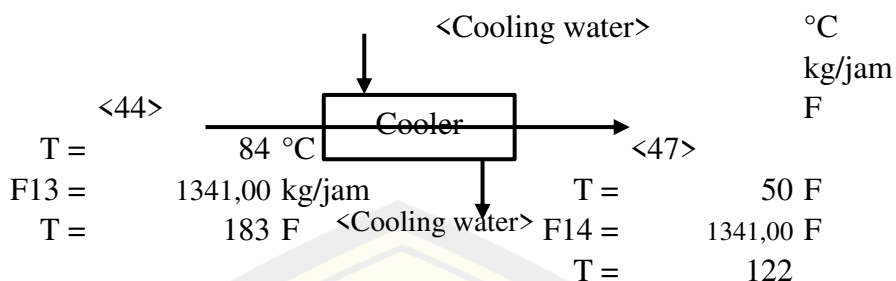
Kondensor (E-321)

Fungsi : mengubah fase aseton dan etanol dari uap menjadi cair

Tipe : Shell Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*
 Tube *Carbon steel*
 Jumlah : 1 buah
 DP allowance : 10 psia



T cooling water = 30 °C = 86
 T cooling water = 45 °C = 113

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	183	86
T keluar	°F	122	113
massa	kg	1341,00	1341,00
massa	lb	2955,56	2955,56

Q = 2040,43 kg/jam

Q = 1934,056872 btu/jam

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

Panjang = 1 ft (ditentukan) in

BWG = 18

OD = 3/4 in triangular

0,75 in

Pitch = 1 in = 1

Rd = 0,001

DP = 10 psi

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

dimana : $DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{70 - 36}{\ln \frac{70}{36}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 34$$

$$\Delta t_{LMTD} = 0,67$$

$$\Delta t_{LMTD} = 51,21 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 153 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 2148 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial *Ud* (Kern hal. 840)

Hot fluid : ABE *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

Viskositas aseton dan etanol (T) = 84 C

Viskositas aseton dan etanol, pada suhu (T) = 357,5 K

Viskositas aseton etanol = 1,555 cp

Viskositas aseton etanol = 2,308027 lb/ft.h

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp

Viskositas cooling water = 2,0086 lb/ft.h

T = 30 C

T = 303,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas aseton etanol, pada suhu (T) = 84 C

Densitas aseton etanol, pada suhu (T) = 357,5 K

Densitas aseton etanol = 1573,00 kg/m³

Densitas aseton etanol = 98,1552 lb/ft³

COLD FLUID

Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 30 C

T = 303,15 K

tersedia *Ud* = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

Ud = 75

A = Q/*Ud* x Dt = 0,50 ft²

Karena A > 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis STHE

a" = 0,1963 ft²/ (Tabel 10, Kern hal. 843)

Nt = A / l x a" = 0,10

Menggunakan : N=2-P

$$\begin{aligned} Nt \text{ standar} &= 958 && \text{(Tabel 9, Kern hal. 842)} \\ IDs &= 39 \text{ in} && \text{(Tabel 9, Kern hal. 842)} \end{aligned}$$

$$Ud \text{ koreksi} = (Nt/Nt \text{ standart}) \times Ud$$

$$Ud \text{ koreksi} = 0,01 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :

$$\begin{aligned} IDs &= 35 \text{ in} && \text{(diameter dalam shell)} \\ B &= 18 = 18 \text{ in} && \text{(baffle spacing)} \\ n' &= 2 \frac{1}{6} \text{ passes} && \text{(jumlah passes pada shell)} \\ &&& \text{(Gambar 28, Kern, 838)} \\ de &= 1,39 \text{ in} && \text{(diameter ekivalen)} \end{aligned}$$

Bagian Tube :

$$\begin{aligned} di &= 0,576 \text{ in} && \text{(diameter dalam tube)} \\ do &= 0,65 \text{ in} && \text{(diameter luar tube)} \\ l &= 5 \text{ ft} && \text{(panjang tube) (Tabel 10, Kern, 843)} \\ n &= 2 \text{ passes} && \text{(jumlah passes pada tube)} \\ Nt &= 1310 && \text{(Jumlah tube) (Tabel 9, Kern)} \\ Pt &= 1 \text{ in} && \text{(Pitch tube)} \\ C' &= 0,25 \text{ in} && \text{(Jarak antara diameter luar tube)} \\ a'' &= 0,1876 \text{ ft}^2 && \text{(Luas permukaan panjang)} \\ a' &= 0,326 \text{ in}^2 && \text{(Luas penampang aliran)} \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell	Tube (Cooling Water)
4. Luas aliran	4. Luas aliran
$as = \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	$at = \frac{(Nt \times a')}{144n}$
$as = \frac{153}{312}$	$at = \frac{427,06}{288}$
$as = 0,4908 \text{ ft}^2$	$at = 1,4828 \text{ ft}^2$
5. Reynold Number	5. Reynold Number
$Gs = \frac{M}{as}$	$Gt = \frac{m}{at}$
$Gs = \frac{2955,56}{0,4908}$	$Gt = \frac{1341,00}{1,4828}$
$Gs = 6022,1 \text{ lb/ jam ft}^2$	$Gt = 904,34 \text{ lb/ jam ft}^2$
$Nre = \frac{de \times Gs}{2,42\mu}$	$Nre = \frac{ID \times Gt}{2,42\mu}$
$Nre = 446,4$	$Nre = 280,17$

6. jH

$$jH = 120,00$$

(Gambar 28, Kern hal. 838)

7. Heat transfer coefficient

$$h_o = jH \times (k/d_e) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3}$$

Hasil HEN

$$C_p = 0,67 \text{ btu/lb}$$

$$k = 3,7 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$MW = 0,633$$

$$h_o = 1931,41$$

6. jH

Karena fluidanya air, jH tidak perlu

7. Heat transfer coefficient

$$\rho = 98,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_t = 0,026 \text{ ft/s}$$

hi dari gambar 25, Kern, hal.835

$$\text{Pada } T = 86,00 \text{ }^\circ\text{F}$$

Faktor koreksi = 0,98

$$h_i' = 103 \text{ btu/hr.ft}$$

$$h_i = 100,94 \text{ btu/hr.ft}^2$$

8. hio

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 89,45$$

9. Evaluasi Uc

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$U_c = 85,49 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

10. Evaluasi Ud

$$1/U_d = (1/U_c) + R_d$$

$$1/U_d = 0,01370$$

$$U_d = 73,0066084 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

11. Evaluasi Rd

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$R_d = 0,0020 > R_d \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Bagian Shell	Tube (Cooling Water)
1. Reynold Number	1. Reynold Number
$N_{re} = 446,4$	$N_{re} = 280,17$
$f = 0,002$	$f = 0,02$
(figure 29, Kern, Hal. 839)	(Gambar 26, Kern, Hal. 836)
2.	2.
$N + 1 = 12 L \times n' / B$	$\rho_{\text{substance}} = 98,155 \text{ lb/ft}^3$
$N + 1 = 6,86$	$S.g. = 0,88$
$\rho_{\text{substance}} = 98,16 \text{ lb/ft}^3$	$\Delta P_l = \frac{x (Gt^2) \times L \times n}{5,22 \times (10^{10}) \times d_i \times s_g}$
$S.g. = 0,88$	$\Delta P_l = 7066078,9$
$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs^2) \times I D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g}$	$\Delta P_l = 2819038106$
$\Delta P_c = 31333684$	$\Delta P_l = 0,0025066 \text{ psia}$

$\Delta P_s =$	8054394587965	$\Delta P_n =$	$\frac{4n v^2}{sg 2g 144}$
$\Delta P_s =$	0,000004	$\Delta P_n =$	$\frac{0,0022158}{127,30}$
$\Delta P_s < 10$ psi, desain memenuhi		(Gambar 27, Kern)	
		$\Delta P_n =$	0,00002 psia
		$\Delta P_t =$	$\Delta P_l + \Delta P_n$
		$\Delta P_t =$	0,00252 psia
		$\Delta P_t < 10$ psi, desain memenuhi	

Ringkasan:

Tabel spesifikasi kondensor

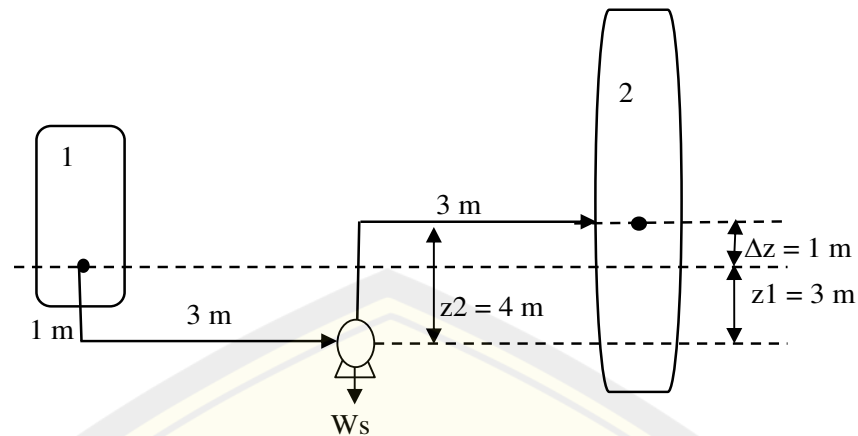
Alat	kondensor		
Kode	E-321		
Fungsi	mengubah fase aseton dan etanol dari uap menjadi cair		
Tipe	Shell Pipe Heat Exchanger		
Kapasitas	1341,0	kg	
Dimensi			
-Shell	Diameter dalam (IDs)	=	35,00 in
	Baffle spacing (B)	=	17,50 in
-Tube	Diameter dalam (ID)	=	0,58 in
	Diameter luar (OD)	=	0,65 in
	Nt	=	1310
	Pitch (Pt)	=	3/4
	Panjang tube (l)	=	5 in
DP allowance	10 psia		
Dirt factor (Rd)	0,002		
Bahan	-Shell	Carbon steel	
	-Tube	Carbon steel	

Centrifugal Pump (L-322)

Fungsi : untuk memompa Aseton dan Etanol ke distilasi 3

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time : 1 jam



Komponen	Massa (kg)	x	rho	V
Aseton	700,504	0,515817959	784	0,8935
Etanol	657,541	0,484182041	789	0,8334
Total	1358,045	1	1573	1,7269

98,1991 pon/ft

Titik referensi

Titik 1 : Heat Exchanger (E-321)

Titik 2 : Distilasi III (D-330)

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik = 1,73 m³/jam= 0,005 m³/s= 0,169 ft³/s= 10,164 ft³/minDensitas campuran = 786,413 kg/m³0,786 m³/jam0,462 ft³/min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhause hal.498

didapatkan :

Di = 4

Schedule no = 8

OD = 4,5 in

= 0,1143 m

ID = 4,026 in

= 0,10226 m

A = 0,0884 ft²= 0,008212 m²

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,005}{0,00821236}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{0,584108 \text{ m/s}}{\frac{\rho \times ID \times v}{\mu}} \\ &= \frac{59,55187}{0,0187} \\ &= 3184,592 \end{aligned}$$

(Nre > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$hc = \frac{Kc \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana, } Kc &= 0,55(1-(A2/A1)) \\ v^2 &= v \end{aligned}$$

karena luas permukaan tangki (A1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A2), sehingga $A1 \gg A2$ dan $A2 \sim 0$

$$\begin{aligned} \text{maka } Kc &= 0,55 \\ hc &= \frac{0,55 \times 0,3184^2}{2 \times 1} \\ &= 0,08756 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

$$\text{panjang pipa lurus diperkirakan} = 11 \text{ m}$$

bahan pipa adalah komersial steel

$$\text{dengan } \epsilon = 0,00005 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 94})$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Nre &= 3185 \\ L &= 11 \text{ m} \\ \text{dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai } f &= 0,005 \\ Ff &= \frac{4 f v^2 L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\ &= \frac{0,044576}{0,204521} \\ &= 0,218 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$\begin{aligned} Kf &= 0,75 \\ hf &= 4 \frac{Kf v^2}{2} + \frac{Kf v^2}{2} \\ &= 4 \frac{0,2388}{2} + \frac{1,9104}{2} \\ &= 1,4328 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$\text{hex} = \frac{Kex v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_{ex} = \frac{2a}{(1-(A_2/A_3))^2}$$

diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\begin{aligned} \text{maka, } A_2 &= \frac{1}{9} A_3 \\ \text{jadi } K_{ex} &= \frac{(1-(1/9 A_3 / A_3))^2}{0,790123457} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{0,790123457}{2} \times \frac{0,3184}{1} \\ &= 0,125787654 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 1,864 \text{ J/kg} \\ Z_1 &= 4 \text{ m} \\ Z_2 &= 3 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 1573 \text{ kg.m}^3 \\ v_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = 0 \\ v_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = 0,58410781 \text{ m/s} \\ a &= 0,5 \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$\begin{aligned} Z_1 g + P_1/\rho_1 + v_1^2/2a - W_s - \Sigma F &= Z_2 g + P_2/\rho_2 + v_2^2/2a \\ 37,4528728 - W_s &= 29,5895549 \\ W_s &= 67,0424276 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas larutan masuk} = 1,3 \text{ gal/min}$$

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)}$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{67,0424276}{0,8} = 83,803035 \end{aligned}$$

$$\text{brake horsepower} = \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{83,80303455 \times 0,44}{1000} \\ &= 0,036873335 \text{ kW} \\ &= 0,049447143 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{efisiensi motor } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)} \\ \text{power motor} &= \frac{0,049447143}{0,8} \\ &= 0,061808928 \text{ hp} \end{aligned}$$

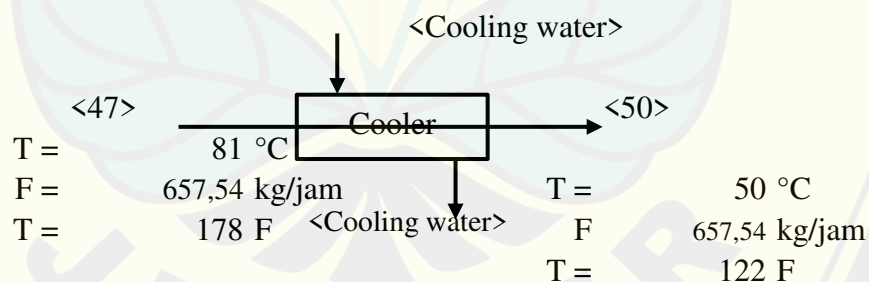
Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	<i>Centrifugal Pump (L-322)</i>
Fungsi :	Memompa aseton dan etanol
Bentuk/Tipe :	Komersial steel / Centrifugal Pump
Nominal size pipe :	6, sch 40
Elbow :	90°
Jumlah :	1 unit
OD :	4,5 in
ID :	4,026 in
Panjang :	4,0 m
Daya :	0,0618 hp

Reboiler (E-323)

Fungsi : mengubah fase etanol dari uap menjadi cair
Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*
Tube *Carbon steel*
Jumlah : 1 buah
DP allowance : 10 psia



T cooling water = 30 °C = 86 F
T cooling water = 45 °C = 113 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	178	86
T keluar	°F	122	113
massa	kg	657,54	1268,85

massa	lb	1449,21	2796,55	
-------	----	---------	---------	--

$$Q = 17,052 \text{ kg/jam}$$

$$Q = 16,16303318 \text{ btu/jam}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 1 \text{ ft} \quad (\text{ditentukan})$$

$$\text{BWG} = 20$$

$$\text{OD} = \frac{3}{4} \text{ in} \quad \text{triangular}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Rd} = 0,003$$

$$\text{DP} = 10 \text{ psi}$$

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

$$\text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{65 - 36}{\ln \frac{65}{36}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{29}{0,59}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 49,00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 150 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 2033 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial U_d (Kern hal. 840)

Hot fluid : Butanol *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

$$\text{Viskositas butanol pada suhu (T)} = 84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Viskositas butanol pada suhu (T)} = 357,5 \text{ } \text{K}$$

$$\text{Viskositas butanol} = 2,573 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas butanol} = 6,224087 \text{ lb/ft.h}$$

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp
 Viskositas cooling water = 2,0078 lb/ft.h
 T = 25 C
 T = 298,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas butanol, pada suhu (T) = 84 C

Densitas butanol, pada suhu (T) = 357,15 K

Densitas butanol = 810,00 kg/m³Densitas butanol = 50,544 lb/ft³**COLD FLUID**Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 30 C

T = 303,15 K

tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

Ud = 75

A = Q/Ud x Dt = 0,004 ft²Karena A < 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis DPHE

Kesimpulan Sementara Rancangan Double Pipe Heat Exchanger

Annulus IPS = 5 in

Sch = 90

ID = 4,236 in

OD = 5 in

Pipe IPS = 4 in

Sch = 90

ID = 3,4 in

OD = 4 in

Panjang hairpin = 3 ft

aa" = 1,478 ft²

fluida panas k = 0,166 Btu/jam.ft.°F

cp = 7,013498 Btu/lb °F

Evaluasi perpindahan panas

Annulus (Aseton)		Pipe (cooling water)	
D2 =	5 in	4. luas aliran	
	0,41666667 ft	D =	4 in
D1 =	4,00 in	D =	0,33333333 ft
	0,33333333 ft		

4. Luas aliran

$$aa = \frac{(\pi \times ((D2^2) - (D1^2)))}{4}$$

$$aa = \frac{28,26}{4,00000}$$

$$aa = 7,0650 \text{ ft}^2$$

$$De = \frac{(D2^2 - D1^2)}{D1}$$

$$De = \frac{9,0000}{4,0000}$$

$$De = 2,25 \text{ ft}$$

5. Reynold Number (Mass Velocity)

$$Ga = \frac{M}{aa}$$

$$Ga = \frac{1449,21}{7,0650}$$

$$Ga = 205 \text{ lb/ jam ft}^2$$

$$Nre = (de \times Ga) / \mu$$

$$Nre = 27$$

6. jH

$$jH = 7,00$$

(Gambar 28, Kern hal. 838)

7. Heat transfer coefficient

$$ho = jH \times (k/de) \times (Cpm/k)^{1/3}$$

$$ho = 1,69$$

$$ap = \frac{(\pi \times D^2)}{4}$$

$$ap = \frac{0,348888889}{4}$$

$$ap = 0,0872 \text{ ft}^2$$

5. Reynold Number

$$Gp = \frac{m}{ap}$$

$$Gp = \frac{2796,5}{0,0872}$$

$$Gp = 32062 \text{ lb/ jam ft}^2$$

$$Nre = (ID \times Gt) / \mu$$

$$Nre = 289604$$

6. jH

$$L/D = 699,00$$

(Gambar 24, Kern hal. 834)

7. Heat transfer coefficient

$$\rho = 50,5440 \text{ lb/ft}^3$$

$$Vt = 0,18 \text{ ft/s}$$

hi diperoleh dari gambar 25, Kern, hal.83

$$\text{Pada } T = 86,00 \text{ } ^\circ\text{F,}$$

hi yang didapat = 900

$$\text{Faktor koreksi} = 0,98$$

$$hi = 882$$

8. hio

$$hio = hi \times (ID/OD)$$

$$hio = 749,70$$

9. Evaluasi Uc

$$Uc = (hio \times ho) / (hio + ho)$$

$$Uc = 1,69 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

10. Design overall coefficient

$$1/Ud = (1/Uc) + Rd$$

$$1/Ud = 0,594906611$$

$$Ud = 1,681$$

11. Required Surface

$$A = Q / (Ud \times Dt)$$

$$\begin{aligned}
 A &= 0,20 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 3,00 \text{ ft}^2 \\
 \frac{A}{a''} &= \frac{0,1962}{3,00} = 0,065415045 \text{ lin ft} \\
 \text{Panjang hairpin} &= 3 \\
 \text{Jumlah hairpin} &= 0,021805 \approx 1 \text{ hairpin}
 \end{aligned}$$

12. Actual surface area

$$A_{act} = \text{Panjang hairpin} \times \text{Jumlah hairpin} \times a''$$

$$A_{act} = 9,00$$

Actual design coefficient

$$U_d = Q / (A \times \Delta t)$$

$$U_d = 0,04$$

11. Evaluasi R_d

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$R_d = 26,6901 > R_d \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Annulus (Aseton)	Pipe (cooling water)
$D_c' = D_2 - D_1$ $D_c' = 0,083333333 \text{ ft}$	1. Reynold Number $N_{re} = 289604$ $f = \frac{0,004 + 0,26 / [(D \times G_p) / \mu]^{0,42}}{D \times G_p}$
1. Reynold Number $N_{re} = \frac{(D_c' \times G_a)}{\mu}$ $N_{re} = 6,6$ $f = \frac{0,0035 + (0,26 / [(D \times G_a) / \mu]^{0,42}}{D \times G_a}$ $f = 0,0035 + (0,26 / 318,88824)^{0,42}$ $f = 0,004315333$	$f = \frac{0,004 + 0,26 / 151,136786}{D \times G_p}$ $f = 0,005720296$ $sg = 0,81$ $\rho = 50,5440 \text{ lb/ft}^3$
$\rho = 50,544$ $s.g = 0,81$	2. ΔF_a $\Delta F_p = \frac{4 \times f \times (G_p^2) \times L}{2 \times g \times (\rho^2) \times D}$ $\Delta F_p = \frac{2540339133}{8,5429E+12}$ $\Delta F_p = 0,000297363$
2. ΔF_a $\Delta F_a = \frac{(4 \times f \times (G_a^2) \times L)}{2 \times g \times (\rho^2) \times D_c'}$ $\Delta F_a = \frac{78439,4655}{1,77977E+11}$ $\Delta F_a = 4,40728E-07$	3. ΔP_p $\Delta P_p = \frac{(\Delta F_p \times s.g)}{144}$ $\Delta P_p = \frac{0,000240864}{144}$

$$3. V = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

$$V = \frac{205}{181958,4}$$

$$V = 0,001127317$$

$$\Delta F1 = \frac{V^2}{2 \times g'}$$

$$\Delta F1 = \frac{1,27084E-06}{64,4}$$

$$\Delta F1 = 1,97336E-08$$

$$\Delta Pa = (\Delta Fa + \Delta F1) \times \rho$$

$$\Delta Pa = 9,11011E-09 \text{ psi}$$

$$\Delta Pa < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$$

$$\Delta Pp = 1,67266E-06 \text{ psi}$$

$$\Delta Pp < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$$

Tabel Spesifikasi Reboiler di Distilasi D-320

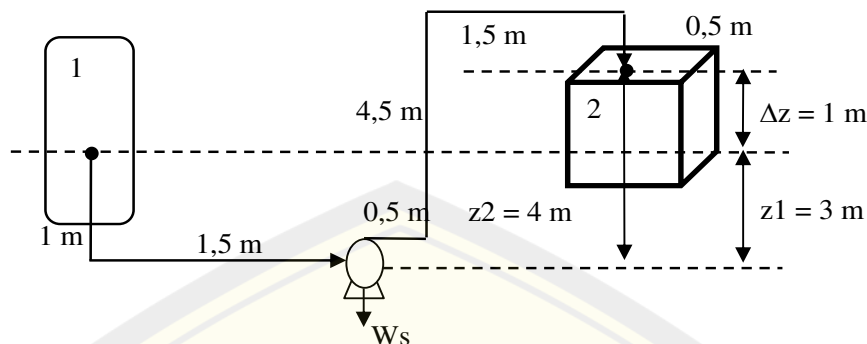
Alat	Reboiler		
Kode	E-323		
Fungsi	mengubah fase etanol dari uap menjadi cair		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger		
Kapasitas	657,54 kg		
Dimensi			
-Annulus	IPS	=	5 in
	No.	=	90
	ID	=	4,236 in
	OD	=	5 in
-Pipe	IPS	=	4 in
	No.	=	90
	ID	=	3,4 in
	OD	=	4 in
DP allowance		=	10 psia
Dirt factor (Rd)		=	0,003
Bahan	-Annulus	Carbon steel	
	-Pipe	Carbon steel	

Centrifugal Pump (L-324)

Fungsi : untuk memompa butanol masuk ke tangki penyimpanan butanol
 Tipe : centrifugal pump

batch cycle time

1 jam



Komponen	Massa (kg)	x	rho	V
Butanol	2024,524	1	810	2,4994

51

Titik referensi

Titik 1 : Heat Exchanger (E-323)

Titik 2 : Tangki penyimpanan (F-325)

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	2,50 m ³ /jam
	=	0,007 m ³ /s
	=	0,245 ft ³ /s
	=	14,711 ft ³ /min
Densitas campuran	=	810,0 kg/m ³
	=	0,810 m ³ /jam
	=	0,476 ft ³ /min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhause hal.498
didapatkan :

Di	=	4
Schedule no	=	6
OD	=	4 in
	=	0,1016 m
ID	=	3,548 in
	=	0,090119 m
A	=	0,0867 ft ²
	=	0,008054 m ²
v	=	$\frac{Q}{A} = \frac{0,007}{0,00805443}$
	=	0,862 m/s
Nre	=	$\frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$

$$\begin{aligned} &= \frac{\mu}{0,0187} \\ &= 4141,629 \end{aligned}$$

(Nre > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_c = 0,55(1-(A_2/A_1))$$

$$v^2 = v$$

karena luas permukaan tangki (A1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

(A2), sehingga $A_1 \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

maka $K_c = 0,55$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{0,55 \times 0,4242^2}{2} \\ &= 0,116655 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 9 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$N_{re} = 4142$$

$$L = 9 \text{ m}$$

dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai $f = 0,005$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4 f v^2 L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\ &= \frac{0,059388}{0,180238} \\ &= 0,329 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve

digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} h_f &= 4 \left(\frac{K_f v^2}{2} + \frac{K_f v^2}{2} \right) \\ &= 4 \left(\frac{0,31815}{2} + \frac{2,5452}{2} \right) \\ &= 1,9089 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_{ex} = (1-(A_2/A_3))^2$$

diasumsikan luas permukaan filter 9 kali luas permukaan pipa

$$\text{maka, } A_2 = \frac{1}{9} A_3$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } K_{ex} &= (1 - (1/9 A_3 / A_3))^2 \\ &= 0,790123457 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{0,790123457}{2} \times \frac{0,4242}{1} \\ &= 0,167585185 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 2,523 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 4 \text{ m}$$

$$Z_2 = 3 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 810 \text{ kg.m}^3$$

$$v_1 = \frac{Q_1}{A_1} = 0$$

$$v_2 = \frac{Q_2}{A_2} = 0,862 \text{ m/s}$$

$$a = 0,5$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z_1 g + P_1/\rho_1 + v_1^2/2a - W_s - \Sigma F = Z_2 g + P_2/\rho_2 + v_2^2/2a$$

$$36,9045232 - W_s = 29,7882244$$

$$W_s = 66,6927476$$

$$\text{kapasitas larutan masuk} = 1,8 \text{ gal/min}$$

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)}$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{66,69274763}{0,8} = 83,365935 \end{aligned}$$

$$\text{brake horsepower} = \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)}$$

$$= \frac{83,36593454 \times 0,44}{1000}$$

$$= 0,036681011 \text{ kW}$$

$$= 0,049189236 \text{ hp}$$

$$\text{efisiensi motor } (\eta) = 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)}$$

$$\begin{aligned} \text{power motor} &= \frac{0,049189236}{0,8} \end{aligned}$$

$$= 0,061486545 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	<i>Centrifugal Pump (L-324)</i>
Fungsi	: Memompa Butanol ke tangki
Bentuk/Tipe	: Komersial steel / Centrifugal Pump
Nominal size pipe	: 6, sch 40
Elbow	: 90°
Jumlah	: 1 unit
OD	: 4 in
ID	: 3,548 in
Panjang	: 4,0 m
Daya	: 0,0615 hp

Tangki Penyimpanan Butanol (F-325)

Fungsi : Menyimpan Butanol 99,5% hasil dari distilasi II

Bentuk : berbentuk kubus dengan tutup datar segi empat

Dasar Pemilihan : Sesuai dengan kebutuhan tempat penyimpanan karakteristik dari butanol

Kondisi Operasi :

P : 1 atm

T : 30 °C

batch cycle time : 2 Jam

Komponen	Massa (kg)	Massa Jenis (kg/m ³)
butanol	2024,524	810

$$\text{Densitas campuran} = 810 \text{ kg/m}^3 = 50,544 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 2276,7804 \times 2 \times 24 \\ &= 109285,4592 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 134,920 \text{ m}^3$$

$$\text{Jumlah tangki} = 2 \text{ buah}$$

Untuk faktor keamanan, bahan baku hanya diisi 70% dari volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{70\%} \times 134,920 \\ &= \mathbf{192,743} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} \\ \text{Asumsi} &= \text{panjang dan lebar} = 2x \\ &= \text{tinggi} = 1x \\ &= (2x \times 2x \times 1x) = 4x^3 \\ 192,743 &= 4x^3 \\ &= 48,186 \text{ }^{1/3} \\ x &= 3,639 = 1,819 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang tangki} = 6,84 \text{ m}$$

Lebar tangki = 6,84 m
 Tinggi tangki = 4,51 m

Distilasi III (D-330)

Fungsi : Untuk memisahkan aseton dan etanol

Tipe : sieve tray

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade B

Dasar Pemilihan : efisiensi tinggi dan struktur kuat

lebih ringan memiliki allowable stress yang besar

biaya treatment murah tahan terhadap korosifitas tinggi

1. Kondisi feed beserta komposisinya

	Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Xf	Boiling Point (°C)
D	Aseton	686,494	14,9011	0,57	56
E	Etanol	657,541	11,3213	0,43	78,7
Total		1344,0354	26,2224	1	

2. Kondisi pada boiling point

T = 60 °C

P = 760 mmHg

Ki = 0,861

	Komponen	X	Pi (mmHg)	K = P/Pi	Y = X.K
D	Aseton	0,5682585	72,61890881	0,095551196	0,05430
E	Etanol	0,4317415	361,8256892	0,476086433	0,20555
Total		1			0,25984

3. Kondisi pada dew point

T = 53 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	Y distilat	Pi (mmHg)	K = P/Pi	X = Y/K
D	Aseton	0,5682585	50,88383373	0,066952413	8,4874985
E	Etanol	0,4317415	265,7180025	0,349628951	1,23485625
Total		1			9,722355

3. Kondisi pada bubble point

T = 55 °C

P = 760 mmHg

	Komponen	X bottom	Pi (mmHg)	K = P/Pi	Y = X.K
D	Aseton	0,5682585	56,4355864	0,074257351	0,04219737

E	Etanol	0,4317415	290,6581659	0,382444955	0,16511736
Total		1			0,207315

Menentukan stage (N) teoritis dan reflux aktual (R)

Berdasarkan perhitungan kolom distilasi pada neraca massa didapatkan :

$$\begin{aligned}
 a \text{ distilat} &= 0,406073113 \\
 a \text{ bottom} &= 0,44418694 \\
 a \text{ average} &= a \text{ distilat} \times a \text{ bottom} \quad 0,5 \\
 &= 0,4247
 \end{aligned}$$

Menentukan stage minimum (Nm)

Dengan menggunakan metode Fenske (Geankoplis, 2003; eq 11.7-12; page 745)

$$\begin{aligned}
 Nm &= \frac{\log [XLD \cdot D / XHD \cdot D * XHW \cdot W / XLW \cdot W]}{\log (a \text{ average})} \\
 Nm &= \frac{\log 0,090494885 \quad \times \quad 5,224E-06}{\log 0,4247} \\
 Nm &= \frac{-6,325352805}{-0,37191499} \\
 Nm &= 17,00752 \quad \gg \quad 17,0075232
 \end{aligned}$$

Menurut geankoplis (2003) untuk menghitung Θ , reflux, reflux minimum, jumlah tray sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } q &= 0,260865421 \\
 \text{Misal } q &= 0,05 \\
 1-q &= \frac{\sum a_i X_i F}{\sum a_i - q} \\
 &\quad \text{(Geankoplis, 2003; page 748)} \\
 R_m + 1 &= \frac{\sum a_i X_i D}{\sum a_i - q} \\
 &\quad \text{(Geankoplis, 2003; page 748)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan rumus tersebut, diperoleh data sebagai berikut :

	Komponen	1-q	R _m +1	R _m	R = 1,5R _m
D	Aseton	0,3528618	1,458674156		
E	Etanol	0,3862728	0,48934268	0,948016836	1,42202525
Total		0,7391346	1,948016836		

	Komponen	R/(R+1)	R _m / (R _m +1)
D	Aseton	0,5871224	0,486657414
E	Etanol		

nilai 1-q yaitu 0,739135 dengan kata lain q = 0,260865 (asumsi benar)

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan grafik korelasi Erbar-Maddox (Geankoplis, 2003; page 749), yaitu hubungan antara $R/R+1$ dan R/R_m+1

Dari grafik tersebut diperoleh nilai N_m/N sebesar : 0,67

$$\frac{N_m}{N} = 0,67$$

$$\frac{17,0075232}{N} = 0,67$$

$$N = \frac{17,00752}{0,67}$$

$$N = 25,38436$$

Perhitungan desain

1. Efisiensi tray (E_o)

$$T_{\text{top}} = 326,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{bottom}} = 328,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{average}} = 327,15 \text{ K}$$

$$E_o = 51 - 32,5 \log(ma \cdot aa)$$

Dimana :

ma : viskositas campuran (cp)

aa : relatif volatility rata-rata

Mencari viskositas campuran

	Komponen	x_F	μ (kg/ms)	$x_F \cdot \mu$
D	Aseton	0,57	0,0015056	0,0009
E	Etanol	0,43	0,000253	0,0001
Total		1	0,0017586	0,0010

$$a_{av} = 0,4247$$

Average viscosity feedstock

$$m_{av} = X_f \cdot \mu \cdot a_{av}$$

$$= 0,0010 \times 0,4247$$

$$= 0,00041$$

fig. 11.13 Coulson VI. Diperoleh efisiensi tray (E_o) = 85%

2. Actual stage dan refluks actual

$$N_{\text{act}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{E_o}$$

$$= \frac{54}{0,85}$$

$$= 63,52941$$

Dimana stage actual adalah jumlah stage reboiler maka ;

$$\begin{aligned}
 S_{act} &= N_{act} + 1 \text{ stage actual} \\
 &= 63,52941 + 1 \\
 &= 64,52941
 \end{aligned}$$

3. Feed-point location

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right] \quad (11.62)$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \frac{\log (x_{Hf}) W (w_{LW})^2}{\log (x_{Hf}) D (w_{LD})^2}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log 2,5596E-05$$

$$\frac{N_e}{N_s} = -0,945915374$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,388323946$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,388323946 N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$N_s = 17,28703165 \gg$$

$$N_s = 18 \text{ (tray stripping)}$$

$$N_e = N - N_s$$

$$N_e = 25,38436 - 18$$

$$N_e = 7 \text{ (tray rectifying)}$$

Jadi feed masuk pada stage ke : 24

4. Flowrate pada rectifying section

$$R = L/D$$

$$L = R \times D$$

$$= 1,839966 \times 26,1658067$$

$$= 48,1442 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,01337 \text{ kg/s}$$

$$V = L + D$$

$$= 0,01337 + 26,165807$$

$$= 26,17918 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,007272 \text{ kg/s}$$

5. Dirancang sieve tray dengan Downcomer

a. vapor

$$\text{Mass flow rate, } V = 0,007271994 \text{ kg/s}$$

$$\text{Density } \rho V = 1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetrik flow rate} = 0,007271994 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. liquid

$$\text{Mass flow rate, L} = 0,007271994 \text{ kg/s}$$

$$\text{Density } \rho_L = 1457,8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetrik flow rate} = 4,98833\text{E-}06 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Flow parameter

$$\begin{aligned} \text{FLV} &= (L/V) \times (\rho V / \rho L)^{0,5} \quad (\text{Coulson 4th, hal.568}) \\ &= \frac{0,01337}{0,007272} \times \frac{1}{1457,8}^{0,5} \\ &= 1,839026 \times 0,02619094 \\ &= 0,048166 \end{aligned}$$

d. Kapasitas vapor, Uf

$$\text{Plate spacing} = 6 \text{ in hingga } 36 \text{ in} \quad (\text{Coulson 4th, hal.557})$$

$$\text{Diambil plate spacing} = 24 \text{ in}$$

$$= 0,6096 \text{ m}$$

$$\text{Pada FLV} = 0,04817 \text{ didapatkan harga } K_1$$

$$K_1 = 0,15 \quad (\text{Coulson 4th, fig. 11.27 hal.568})$$

$$\begin{aligned} \text{Uf} &= K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \\ &= 0,15 \times 1456,8^{0,5} \\ &= 5,725207 \text{ m/s} \end{aligned}$$

e. Pemilihan tray berdasarkan literatur Coulson VI

Digunakan single cross flow tray dengan segmental downcomer

Konfigurasi yang digunakan adalah sebagai berikut : (Coulson 4th, hal.572)

Asumsi:

Weir height, 40-50 mm atau 6-12 mm untuk vacuum

$$h_w = 12 \text{ mm}$$

hole diameter, 2.5-12 mm

$$d_h = 5 \text{ mm}$$

$$\text{tray thickness} = 5 \text{ mm}$$

6. Diameter kolom, Dc

$$\text{Persen flooding, F} = 0,8$$

$$= F \times U_f$$

$$= 0,8 \times 5,7252074$$

$$= 4,580165936 \text{ m./s}$$

Maksimum volumetrik flowrate ($U_v \max$)

$$\begin{aligned} U_v \max &= \frac{V/rV}{1} \\ &= \frac{0,007271994}{1} \\ &= 0,007271994 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_v \max}{\hat{u}} \\ &= \frac{0,007272}{4,580166} \\ &= 0,001588 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross section area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,12} \\ &= \frac{0,001588}{0,88} \\ &= 0,001804 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom, D_c

$$\begin{aligned} D_c &= \frac{4 \times A_c^{0,5}}{p} \\ &= \frac{4 \times 0,00180422^{0,5}}{p} \\ &= 0,05411 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Turbulasi kolom

$$\begin{aligned} \text{Diameter, } D_c &= 0,054109706 \\ \text{Kolom, } A_c &= 0,002 \text{ m} \\ \text{Downcorner, } A_d &= 12\% A_c \\ &= 0,000217 \text{ m} \\ \text{Net area, } A_n &= A_c - A_d \\ &= 0,002 \text{ m} \\ \text{Active area, } A_a &= A_c - 2A_d \\ &= 0,001 \text{ m} \\ \text{Hole area, } A_h &= 10\% A_c \\ &= 0,000 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai weir length disesuaikan pada fig. 11.31 Coulson 4th, hal.573

$$\begin{aligned} A_d \times 100/A_c &= 12\% \\ \text{Maka, } I_w/D_c &= 0,77 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } I_w &= 0,77 \times 0,05410971 \\ &= 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

8. Flooding check, F

$$\begin{aligned} U_n &= Q_v/A_n \\ &= \frac{0,007}{0,002} \\ &= 4,580166 \text{ m/s} \end{aligned}$$

9. Perhitungan entrainment

$$\begin{aligned} \text{Untuk Flv} &= 0,048165824 \\ F &= 80\% \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} \psi &= 0,10 \\ \psi &= 0,09 < 1 \end{aligned}$$

10. Tray pressure drop**a. maximal vapor velocity, Uh**

$$\begin{aligned} U_h &= U_{v \text{ max}}/A_h \\ &= \frac{0,0073}{0,000} \\ &= 40,30546 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{tebal tray}}{\text{hole tray}} = \frac{5}{5} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area, } A_h}{\text{Activity area, } A_a} = \frac{0,0002}{0,001} = 0,1315789$$

Untuk tebal tray/hole diameter = 1 dan hole area/activity area = 0,1316 didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dai fig. 11.31 (Coulson 4th, hal 576)

$$\mathbf{b. Co} = 1$$

c. Pressure drop vapor through plate, hd (Coulson 4th ed, pers. 11.88, Hal 576)

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \frac{u_h^2}{Co} \frac{\rho V}{\rho L} \\ &= 51 \frac{40,30546024^2}{1} \frac{1}{1457,8} \\ &= 56,83292 \end{aligned}$$

d. Pressure drop residual, hr

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L}$$

$$= \frac{12,5 \times 10^3}{1457,8}$$

$$= 8,574564$$

e. Weir Cr

$$h_{ow} = \frac{750}{\rho L l_w} L_w^{2/3}$$

Dimana $l_w = 0,04$
 $L_w = 0,007$

$$= \frac{750}{1457,8 \times 0,04} 0,007^{2/3}$$

$$= 0,004$$

f. Weir heigth, h_w

$$h_w = 12 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total tray pressure drop, } h_t = h_d + h_r + h_{ow} + h_w$$

$$h_t = 56,83292 + 8,574564 + 0,004 + 12$$

$$h_t = 77,412$$

11. Chech weeping

$$\text{Liquid flowrate, } L_w = 0,007 \text{ kg/s}$$

$$\text{Liquid flowrate minimum, } L_w \text{ min} = 0,7 L_w$$

$$= 0,7 \times 0,007$$

$$= 0,01$$

$$\text{Weir crest, } h_{ow} = 0,004 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir crest minimum, } h_{ow} \text{ m} = \frac{750}{\rho L l_w} L_w \text{ min}^{2/3}$$

$$= \frac{750}{1457,8 \times 0,04} 0,01^{2/3}$$

$$= 0,00000176$$

$$h_w + h_{ow} \text{ min} = 12 + 0,0000018$$

$$= 12,00000176$$

$$K_2 = 27,30$$

$$\text{Minimum vapor velocity} = \frac{[29 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho V)^{1/2}}$$

$$= \frac{29 - 0,9 * 25,4 - 5}{1^{1/2}}$$

$$= 573,24 \text{ m/s}$$

maka kecepatan uap minimum harus diatas nilai tersebut.

12. Downcomer design**a. Downcomer pressure loss**

$$h_{ap} = h_w - 10$$

$$= \frac{12 - 10}{2} = 1 \text{ mm}$$

b. Clearance area under downcomer

$$A_a = h_{ap} \times I_w = 0,083329 \times 0,04 = 0,00333316$$

c. Headloss in the downcomer

Nilai A_d lebih kecil dari nilai A_{ap} , sehingga nilai A_d yang digunakan pada A_m

$$h_{dc} = \frac{166 \times L^2}{\rho L \times A_m} = \frac{166 \times 0,01337^2}{1457,8 \times 0,00022} = 0,298025 \text{ mm}$$

d. Backup in the downcomer, h_b

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_{dc} + h_t = 12 + 0,004 + 0,29802548 + 77,412 = 89,714 \text{ mm}$$

$$= 0,089714$$

e. Downcomer residence time, t_r

$$t_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho L}{L} = \frac{0,000217 \times 0,089714384 \times 1457,8}{0,01337} = 2,117334$$

13. Trial layout : Catride

digunakan plate type catride, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones (Coulson 4th, hal. 583)

$$\text{dengan nilai } l_w/D_c = 0,77$$

$$\text{didapatkan nilai } \theta_c = 90$$

$$L_h/D_c = 0,2$$

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\theta = 180 - \theta_c$$

$$= 90^\circ$$

mean length, unperforated edge strips (L_m)

$$L_\pi = \frac{(D_c - h_w) \times 3,14 \times \theta}{180} = \frac{0,05411 \times 12 \times 3,14 \times 90}{180} = 1,875505$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = h_w \times L_m$$

$$= \frac{12 \times 1,876}{22,50606 \text{ m}^2}$$

mean length of calming zone (Lcz)

$$Lcz = \frac{(Dc - hw) \sin \left(\frac{\theta c}{2} \right)}{2}$$

$$= \frac{0,05 - 12 \sin \frac{90}{2}}{2}$$

$$= 1,01648 \text{ m}$$

Area of calming zone (Acz)

$$Acz = 2 \times Lcz \times hw$$

$$= 2 \times 1,01648 \times 0,016$$

$$= 24,39552$$

Total area perforated (Ap)

$$Ap = Aa - (Aup + Acz)$$

$$= 0,083329 - 22,50605731 - 24,3955204$$

$$= -46,8182 \text{ m}^2$$

$$Ah/Ap = \frac{0,0002}{-46,8182} = -0,000004$$

dari Coulson 4th, fig. 11.33 hal.575 didapatkan nilai

$$Ip/dh = 2,7$$

jumlah holes

area untuk 1 hole (Aoh) = $\frac{3,14 dh^2}{4}$

$$= \frac{3,14 (0,0051900)^2}{4}$$

$$= 0,000021 \text{ m}^2$$

Jumlah holes = $\frac{0,0002}{0,000021} = 8,53267654 \text{ holes}$

14. Tebal dinding kolom

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6 P} + C$$

dimana :

tekanan desain, P = 0,465 atm

$$= 6,8336 \text{ lb/in}^2$$

diameter D = 0,50 m

(Brownell & Young, hal 90) = 19,685 in

standar D = 42 in

$$= 1,066802 \text{ m}$$

welding joint efisiensi = 0,85

tebal korosi = 1/8 in

Working stress allowable = 11250 lb/in²

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder} & : \\
 t \text{ silinder} & = \frac{\pi \times OD}{2 (f.E - 0,6 \pi)} + C \\
 & = \frac{6,8336}{2} \times \frac{19,685}{10120,89984} + \frac{1}{8} \\
 & = 0,0066 + \frac{1}{8} \\
 & = 0,1316 \\
 & = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal head} & \\
 t \text{ torispherical} & = \frac{\pi \times r \times W}{2 (f.E - 0,2 \pi)} \\
 & \text{(Brownell \& Young, pers. 7.77 hal 138)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD & = 19,685 \text{ in} \\
 r & = 20 \text{ in} \\
 icr & = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 W & = \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{r}{icr} \times \frac{1}{2} \\
 & = \frac{1}{4} \times 3 \times \frac{20}{1 \frac{1}{4}} \times \frac{1}{2} \\
 & = 0,25 \times 3 \times 4,0000 \times \frac{1}{2} \\
 & = 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ torispherical} & \\
 & = \frac{6,83}{2} \times \frac{20}{11,25} \times \frac{3}{0,85} - 0,2 \times \frac{3}{1/4} \\
 & = \frac{1}{4} \\
 OD & = ID + 2 t \text{ silinder} \\
 & = 19,685 + \frac{1}{2} \\
 & = 20 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

15. Tinggi kolom distilasi, H (Sawitowski, hal.253)

$$\begin{aligned}
 H & = [N1.tray spacing1 + N2.tray spacing2] \\
 & = 24 \times 0,61 + 12 \times 0,61 \\
 & = 21,96 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Kolom Distilasi III

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Kolom Distilasi D-330
Fungsi	Memisahkan aseton dan etanol
Tipe kolom	Tray

Jenis tray	Sieve tray
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-240 Grade B
Jumlah Stage	63,52941
Tray spacing	0,61 m
Ketebalan tray	5 mm
Diameter hole	5 mm
Tinggi weir	12 mm
Panjang weir	0,04 mm
Diameter kolom	0,9 m
Column Area	0,0018 m
Downcomer area	0,12 m
Net area	0,002 m ²
Active area	0,083329 m ²
Hole area	0,0002 m ²
Area of holes	0,000021 m ²
Jumlah Holes	8,532677 holes
Downcomer residence time	2,117334 s
Tebal silinder	3/16 in
Tebal head	3 in
Tebal tutup bawah	1/4 in
Tinggi kolom	21,96 m

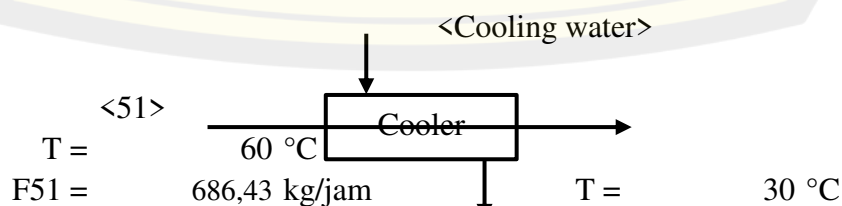
Kondensor (E-331)

Fungsi : mengubah fase aseton dari uap menjadi cair

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*
 Tube *Carbon steel*
 Jumlah : 2 buah
 DP allowance : 10 psia



$$T = 140 \text{ F} \quad \langle \text{Cooling water} \rangle \quad F14 = 686,43 \text{ kg/jam}$$

$$T = 86 \text{ F}$$

$$T \text{ cooling water} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ F}$$

$$T \text{ cooling water} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ F}$$

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	140	77
T keluar	°F	86	113
massa	kg	686,43	1268,85
massa	lb	1512,88	2796,55

$$Q = 20,003 \text{ kg/jam}$$

$$Q = 18,96018957 \text{ btu/jam}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 1 \text{ ft} \quad (\text{ditentukan})$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{OD} = 3/4 \text{ in} \quad \text{triangular}$$

$$0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Rd} = 0,001$$

$$\text{DP} = 10 \text{ psi}$$

Perhitungan

1. Δt LMTD

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

$$\text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{27 - 9}{\ln \frac{27}{9}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{18}{1,10}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 16,38 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 203,3 \text{ }^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic*

(Kern hal. 240)

3. Trial Ud (Kern hal. 840)Hot fluid : Aseton *light organics*Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

Viskositas aseton pada suhu (T) = 60 C

Viskositas Aseton, pada suhu (T) = 333,5 K

Viskositas aseton = 0,313 cp

Viskositas aseton = 0,757147 lb/ft.h

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp

Viskositas cooling water = 2,01 lb/ft.h

T = 25 C

T = 298,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas aseton, pada suhu (T) = 60 C

Densitas aseton, pada suhu (T) = 333,15 K

Densitas aseton = 784,00 kg/m³Densitas aseton = 48,9216 lb/ft³**COLD FLUID**Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³

T = 25 C

T = 298,15 K

tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)

Ud = 75

A = $Q/Ud \times Dt$ = 0,02 ft²Karena A < 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis DPHE**Kesimpulan Sementara Rancangan Double Pipe Heat Exchanger**

Annulus IPS = 4 in

Sch = 80

ID = 3,836 in

OD = 4,5 in

Pipe IPS = 3 in

Sch = 80

ID = 2,9 in

OD = 3,5 in

Panjang hairpin = 2 ft

aa" = 0,917 ft²

$$\begin{aligned} \text{fluida panas } k &= 0,1617 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ cp &= 8,907143 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas	
Annulus (Aseton)	Pipe (cooling water)
D2 = 4,5 in 0,375 ft	4. luas aliran D = 3,5 in
D1 = 3,50 in 0,29166667 ft	D = 0,29166667 ft
4. Luas aliran	$ap = \frac{(\pi \times D^2)}{4}$
$aa = \frac{(\pi \times ((D2^2) - (D1^2)))}{4}$	$ap = \frac{0,267118056}{4}$
$aa = \frac{25,12}{4,00000}$	$ap = 0,0668 \text{ ft}^2$
$aa = 6,2800 \text{ ft}^2$	5. Reynold Number
$De = \frac{(D2^2 - D1^2)}{D1}$	$Gp = \frac{m}{ap}$
$De = \frac{8,0000}{3,5000}$	$Gp = \frac{2796,5}{0,0668}$
$De = 2,285714286 \text{ ft}$	$Gp = 41877 \text{ lb/ jam ft}^2$
5. Reynold Number (Mass Velocity)	$Nre = \frac{(ID \times Gt)}{\mu}$
$Ga = \frac{M}{aa}$	$Nre = 336229$
$Ga = \frac{1512,88}{6,2800}$	6. jH
$Ga = 241 \text{ lb/ jam ft}^2$	$L/D = 687,00$
$Nre = \frac{(de \times Ga)}{\mu}$	(Gambar 24, Kern hal. 834)
$Nre = 192$	7. Heat transfer coefficient
6. jH	$\rho = 48,9216 \text{ lb/ft}^3$
$jH = 7,00$	$Vt = 0,24 \text{ ft/s}$
(Gambar 28, Kern hal. 838)	hi diperoleh dari gambar 25, Kern, hal.835
	Pada T = 77,00 °F,
	hi yang didapat = 900
	Faktor koreksi = 0,98
	hi = 882

7. Heat transfer coefficient $h_o = jH \times (k/de) \times (Cpm/k)^{1/3}$ $h_o = 1,77$	8. hio $h_{io} = h_i \times (ID/OD)$ $h_{io} = 730,80$
--	---

9. Evaluasi Uc

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$U_c = 1,77 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

10. Design overall coefficient

$$1/U_d = (1/U_c) + R_d$$

$$1/U_d = 0,568103816$$

$$U_d = 1,760$$

11. Required Surface

$$A = Q / (U_d \times \Delta t)$$

$$A = 0,33 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 2,00 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A}{a''} = \frac{0}{2,00} = 0,16435478 \text{ lin ft}$$

Panjang hairpin = 2

Jumlah hairpin = $0,0821774 \approx 1$ hairpin

12. Actual surface area

$$A_{act} = \text{Panjang hairpin} \times \text{Jumlah hairpin} \times a''$$

$$A_{act} = 4,00$$

Actual design coefficient

$$U_d = Q / (A \times \Delta t)$$

$$U_d = 0,14$$

11. Evaluasi Rd

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$R_d = 6,3470 > R_d \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Annulus (Aseton)	Pipe (cooling water)
$D_c' = D_2 - D_1$ $D_c' = 0,083333333 \text{ ft}$	1. Reynold Number $N_{re} = 336229$ $0,004 + 0,26 / [(D \times G_p) / \mu]^{0,42}$ $f =$
1. Reynold Number $N_{re} = (D_c' \times G_a) / \mu$ $N_{re} = 64,1$ $f = 0,0035 + (0,26 / [(D \times G_a) / \mu]^{0,42})^{sg} =$	$f = 0,004 + 0,26 / 159,855212$ $f = 0,005626472$ $sg = 0,784$

$f = 0,0035 + (0,26 \cdot 2693,823)$ $f = 0,003596517$	$\rho = 48,9216 \text{ lb/ft}^3$
$\rho = 48,9216$ $s.g = 0,784$	$2. \Delta F_a = \frac{4 \times f \times (G_p^2) \times L}{2 \times g \times (\rho^2) \times D}$ $\Delta F_p = \frac{4262625099}{7,00286E+12}$ $\Delta F_p = 0,000608697$
$2. \Delta F_a = \frac{(4 \times f \times (G_a^2) \times L)}{2 \times g \times (\rho^2) \times D_c'}$ $\Delta F_a = \frac{90168,86173}{1,66735E+11}$ $\Delta F_a = 5,40792E-07$	$3. \Delta P_p = \frac{(\Delta F_p \times s.g)}{144}$ $\Delta P_p = \frac{0,000477219}{144}$ $\Delta P_p = 3,31402E-06 \text{ psi}$
$3. V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$ $V = \frac{241}{176117,76}$ $V = 0,001367862$	<p>$\Delta P_p < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi</p>
$\Delta F_1 = \frac{V^2}{2 \times g'}$ $\Delta F_1 = \frac{1,87105E-06}{64,4}$ $\Delta F_1 = 2,90535E-08$	
$\Delta P_a = (\Delta F_a + \Delta F_1) \times \rho$ $\Delta P_a = 1,16481E-08 \text{ psi}$ <p>$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, desain memenuhi</p>	

Tabel Spesifikasi Kondensor di Distilasi D-330

Alat	Condenser		
Kode	E-331		
Fungsi	mengubah fase aseton dari uap menjadi cair		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger		
Kapasitas	686,43		
Dimensi			
-Annulus	IPS	=	4 in
	No.	=	80
	ID	=	3,836 in
	OD	=	4,5 in
-Pipe	IPS	=	3 in
	No.	=	80
	ID	=	2,9 in

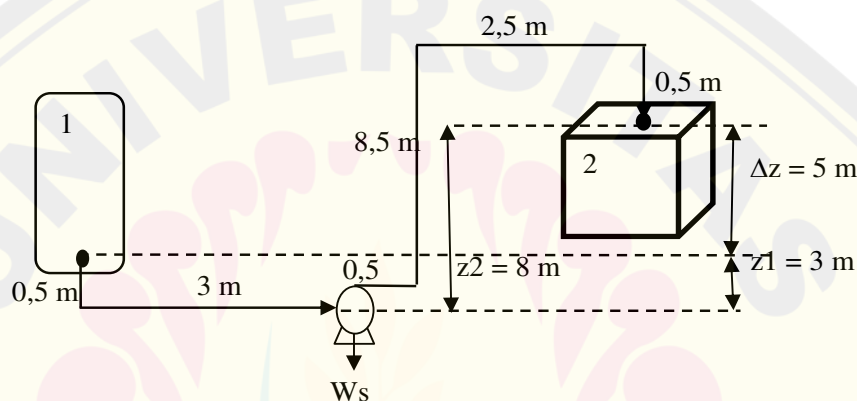
OD	=	3,5 in
DP allowance	=	10 psia
Dirt factor (Rd)	=	0,001
Bahan	-Annulus	Carbon steel
	-Pipe	Carbon steel

Centrifugal Pump (L-332)

Fungsi : untuk memompa etanol ke tangki penyimpanan etanol

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time 1 jam



Komponen	Distilat (kg)	x	r (kg/m ³)	V (m ³)
Aseton	657,5347565	1	789	0,833377385
Total	657,5347565	1	789	0,833377385

Titik referensi

Titik 1 HE (E-331)

Titik 2 : menuju tangki penyimpanan aseton (F-333)

Dasar perencanaan :

Rate volumetrik	=	0,83 m ³ /jam
	=	0,002 m ³ /s
	=	0,082 ft ³ /s
	=	4,905 ft ³ /min
Densitas aseton	=	789,000 kg/m ³
		0,789 m ³ /jam
		0,464 ft ³ /min

Asumsi :

aliran turbulen dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhause hal.498

didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,8 \\
 \text{Schedule no} &= 80 \\
 OD &= 1,425 \text{ in} \\
 &= 0,036195 \text{ m} \\
 ID &= 0,8 \text{ in} \\
 &= 0,02032 \text{ m} \\
 A &= 155 \text{ ft}^2 \\
 &= 14,3995 \text{ m}^2 \\
 v &= \frac{Q}{A} = \frac{16,005}{14,3995} \\
 &= 1,111497 \text{ m/s} \\
 Nre &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{22,51785}{0,0187} \\
 &= 1204,163
 \end{aligned}$$

(Nre > 2100 maka aliran turbulen sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$\begin{aligned}
 hc &= \frac{Kc \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98}) \\
 \text{dimana, } Kc &= 0,55(1-(A2/A1)) \\
 v^2 &= v \\
 \text{karena luas permukaan tangki (A1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A2), sehingga } A1 &\gggggg A2 \text{ dan } A2 \sim 0 \\
 \text{maka } Kc &= 0,55 \\
 hc &= \frac{0,55 \times 0,8855}{2 \times 1} \\
 &= 0,243513 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

b. friksi karena pipa lurus

panjang pipa lurus diperkirakan = 15,5 m

bahan pipa adalah komersial steel

dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Nre &= 1204 \text{ m} \\
 L &= 15,5 \text{ m} \\
 \text{dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai } f &= 0,005 \\
 Ff &= \frac{4 f v^2 \times L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\
 &= \frac{0,047047}{2D}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{310}{0,0002} \text{ J/kg}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$Kf = 0,75$$

$$hf = 4 \frac{Kf v^2}{2} + \frac{Kf v^2}{2}$$

$$= 4 \frac{0,588082688}{2} + \frac{0,7841103}{2}$$

$$= 1,568221 \text{ J/kg}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

dimana, $Kex = \frac{2a}{(1-(A2/A3))^2}$

diasumsikan luas permukaan filter 5 kali luas permukaan pipa maka, $A2 = 1/5 A3$

jadi $Kex = \frac{2a}{(1-(1/5 A3 / A3))^2}$

$$= \frac{0,3286}{2} \times \frac{0,8855}{1}$$

$$= 0,14548765$$

jadi friksi pada pipa :

$$\Sigma Fs = hc + Ff + hf + hex$$

$$= 1,957 \text{ J/kg}$$

$$Z1 = 8 \text{ m}$$

$$Z2 = 3 \text{ m}$$

$$\rho1 = \rho2 = 784 \text{ kg.m}^3$$

$$v1 = \frac{Q1}{A1} = 0$$

$$v2 = \frac{Q2}{A2} = 1,11149693 \text{ m/s}$$

$$a = 0,5$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z1 g + P1/\rho1 + v1^2/2a - Ws - \Sigma F = Z2 g + P2/\rho2 + v2^2/2a$$

$$76,6773215 - Ws = 29,91804$$

$$Ws = 106,595361$$

(Kusnarjo, hal/ 1164)

kapasitas larutan masuk = 5.902,5

$$\begin{aligned}
 \text{efisiensi pompa } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 520)} \\
 W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\
 &= \frac{106,5953615}{0,8} = 133,2442 \\
 \text{brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3th, hal 145)} \\
 &= \frac{133,2442019 \times 0,44}{1000} \\
 &= 0,058627449 \text{ kW} \\
 &= 0,078619409 \text{ hp} \\
 \text{efisiensi motor } (\eta) &= 80\% \text{ (Peter \& Timmerhause, hal 521)} \\
 \text{power motor} &= \frac{0,078619409}{0,8} \\
 &= 0,098274261 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump	
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	<i>Centrifugal Pump</i> (L-332)
Fungsi :	Memompa aseton ke tangki penyimpanan aseton (F-333)
Bentuk/Tipe :	Komersial steel / Centrifugal Pump
Nominal size pipe :	sch 80
Elbow :	90°
Jumlah :	1 unit
OD :	1,425 in
ID :	0,8 in
Panjang :	3,0 m
Daya :	0,0983 hp

Tangki Penyimpanan Aseton (F-333)

Fungsi : untuk menyimpan aseton

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Suhu = 30 °C

Tekanan = 101,13 kPa = 1 atm

Kapasitas = 686,42546 kg/jam =

Tipe pengelasan = Double Welded butt join - E = 0,8

Banyak tangki = 1 buah

Faktor korosi (c) = 2/16 in

Bahan = Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Komposisi dan Volume Larutan Glukosa

Komponen	Massa	ρ (kg/L)	x	V (L)
Aseton	686,4254556	0,784	0,510770837	875,5426729
Etanol	657,4755778	0,789	0,489229163	833,30238
Total	1343,901033		1	1708,845053

$$\begin{aligned}
 \text{Massa larutan} &= 1343,901 \text{ kg} \\
 \text{Volume larutan} &= 1708,8451 \text{ L} = 1,708845053 \text{ m}^3 \\
 \text{Laju alir volumetrik} &= 1708,8451 \text{ L/jam} \\
 &= 0,0004614 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,0162939 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 7,3132178 \text{ gal/min} \\
 r \text{ campuran} &= \frac{1343,901}{1708,8451} \\
 &= 0,7864382 \text{ kg/L} \\
 &= 786,4382 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 49,073744 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ volume total} \\
 \text{Vollume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 1,708845053 \\
 &= 2,1360563 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Hs / D)} &= 1,5 \\
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot 1,5D \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\
 &= 1,1775 D^3 \\
 \text{Volume tutup} &= 0,0847 D^3 \\
 \text{Volume tangki} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Vol. tutup bawah} + \frac{\text{Volume shell}}{1} \\
 2,136056316 &= 0,0847 D^3 + 0,0847 D^3 + 1,1775 D^3 \\
 2,136056316 &= 1,3469 D^3 \\
 D^3 &= 1,585905647 \text{ m}^3 \\
 D &= 1,166162616 \text{ m} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 48 \text{ in} \\
 \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times OD \\
 &= 1,5 \times 46 \\
 &= 72 \text{ in} \\
 &= 1,8288 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dishead head (tutup atas dan bawah):

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi dishead head (Hd)} &= 0,169 \times OD \\
 &= 0,169 \times 46
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8,112 \text{ in} \\
 &= 0,2060448 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tutup bawah} \\
 &= 1,8288 + 0,0847 + 0,206 \\
 &= 1,9982 \text{ m} \\
 &= 78,669134 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. Larutan dalam tutup bawah} &= \text{volume dishead head} \\
 &= 0,085 \times \text{OD}^3 \\
 &= 0,154043645 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dalam silinder} &= \text{vol lar. dalam tangki} - \text{vol. lar. Dalam tutup bawah} \\
 &= 1,708845053 - 0,15404365 \\
 &= 1,554801407 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar. Dlm silinder} &= \frac{\text{vol. Larutan dalam silinder}}{p/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= \frac{1,554801407}{3,14/4 \times 1,1684^2} \\
 &= 1,33246362 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar. dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi lar. dlm silinder} + \text{tinggi tutup} \\
 &= 1,33246362 + 0,2060448 \\
 &= 1,53850842 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd0)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= r \text{ larutan} \times g \times H_b \\
 &= 786,4382 \times 9,8 \times 1,538 \\
 &= 11857,43 \text{ N/m}^2 \\
 &= 1,7197779 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

Asumsi : tekanan desain dlebihihkan sebesar 10% (Pd=Pi)

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P \text{ bahan} \times P \text{ operasi} \\
 &= 1,1 \times 1,7197 \times 14,696 \\
 &= 27,801241 \text{ psia} \\
 P_i &= 27,801241 \text{ psia} \\
 &= 13,105241 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

$$f \text{ (allowable stress value)} = 17900 \text{ (Tabel 13.1 Brownell \& Young)}$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young)}$$

$$C \text{ (corrosion factor)} = 0,125 = \frac{1}{8}$$

$$t \text{ silinder} = \frac{P_i \times OD}{2 (f.E + 0,4P_i)} + C$$

$$= \frac{27,801241 \times 48}{2 (17900 \times 0,8 + 0,4 \times 30,1)} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,0465581 + 0,125$$

$$= 0,1715581 \text{ in}$$

$$\text{Tebal plate standard} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ m}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 \text{ tsilinder}$$

$$48 = \text{ID} - 2 \times 0,1875$$

$$\text{ID} = 47,625 \text{ in}$$

$$= 1,209675 \text{ m}$$

$$= 3,9687501 \text{ ft}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

Menentukan Tebal Tutup Atas (thead)

$$\text{OD} = 48 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 3 \text{ in}$$

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

$$t_{ha} / t_{hb} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f.E - 0,1P_i)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 27,801 \times 48 + \frac{1}{8}}{(17900 \times 0,8 - 0,1 \times 30,1)}$$

$$= 0,0824879 + \frac{2}{16}$$

$$= 0,2074879 \text{ in} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$a = 0,5 \times \text{ID} = 0,5 \times 47,625 = 23,8125$$

$$\text{AB} = 0,5\text{ID} - \text{icr} = 23,8125 - 3 = 20,8125$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 48 - 3 = 45$$

$$b = r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 48 - 39,7 = 8,1021$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 39,89786766$$

$$\text{OA} = t + b + \text{sf} = 0,25 + 8,3 + 2 = 10,3521$$

$$\text{Blank diameter (ketebalan} < 1 \text{ in)} = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{42} + (2 \times \text{sf}) + (\frac{2}{3} \times \text{icr})$$

$$= 48 + 1,1428 + 4 + 2$$

$$= 55,14285714 \text{ in}$$

Menentukan diameter nozzle**Nozzle inlet larutan**

$$\begin{aligned} \text{laju alir larutan} &= \frac{1343,901}{0,5107708 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,005 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Densitas larutan aseton} &= 784 \text{ kg/m}^3 = 48,9 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Asumsi aliran laminer, dari nomograph fig. 14-2 Peters \& Timmerhaus, didapatkan} \\ \text{Di optimum} &= 3,0 \times Q_f^{0,36} \times m^{0,18} \quad (\text{Kusnarjo, 2010, Persamaan 2-42 hal 32}) \\ &= 3 \times 0,005^{0,36} \times 2,57^{0,18} \\ &= 0,5282889 \text{ in} \\ &= 1,3418537 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum bagian dalam pipa (Di, opt)} &= 0,52828886 \text{ in} \\ \text{Diamater nominal (pipa 1/2 sch 40)} & \\ \text{OD} &= 0,84 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,622 \text{ in} = 0,0158 \text{ m} \\ \text{A} &= 0,0021 \text{ ft}^2 = 0,0019509 \text{ m}^2 \\ \text{v} &= \frac{0,0004614 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0019509 \text{ m}^2} = 0,236500161 \text{ m/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{784 \times 0,0158 \times 0,23650016}{0,000788} \\ &= 3,7177345 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

Nozzle outlet aseton

Dikarenakan jenis fluidanya sama, maka diameter inlet sama dengan outlet
Ditetapkan diameter nominal (pipa 1/2 in sch 40) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0,84 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,622 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel Spesifikasi Tangki Penyimpanan Aseton

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menampung aseton
Bentuk/Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dishead head
Bahan	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kapasitas	875,5426729 L
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	1,9982 m
OD	48 in
ID	47,625 in
Dimensi	
Tebal silinder (3/16)	in
Tinggi silinder (Hs)	72 in

Tebal tutup atas 1/4	in	Tinggi tutup atas (Hd)	8,112 in
Tebal tutup bawah 1/4	in	Tinggi tutup bawah (Hc)	8,112 in

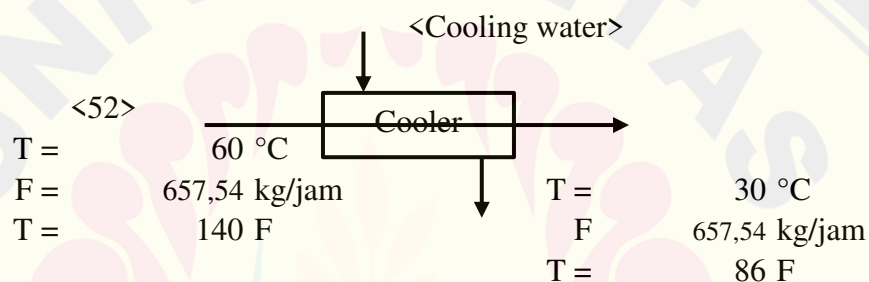
Reboiler (E-334)

Fungsi : mengubah fase etanol dari uap menjadi cair

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi

Bahan : Shell *Carbon steel*
 Tube *Carbon steel*
 Jumlah : 2 buah
 DP allowance : 10 psia



T cooling water = 25 °C = 77 F

T cooling water = 45 °C = 113 F

Dasar Perancangan

	Satuan	Hot fluid (T)	Cold Fluid (t)
T masuk	°F	140	77
T keluar	°F	86	113
massa	kg	657,54	1268,85
massa	lb	1449,21	2796,55

Q = 9 kg/jam

Q = 8,530805687 btu/jam

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (Tabel 10, Kern)

Panjang = 1 ft (ditentukan)

BWG = 18

OD = 3/4 in triangular

0,75 in

Pitch = 1 in = 1 in

Rd = 0,001

DP = 10 psi

Perhitungan**1. Δt LMTD**

$$\Delta t \text{ LMTD} = (DT_1 - DT_2) / \ln (DT_1 / DT_2)$$

$$\text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = t_1 - T_2$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{27 - 9}{\ln \frac{27}{9}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{18}{1,10}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 16,38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur kalorik

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan suhu menggunakan perhitungan rata rata karena termasuk *light organic* (Kern hal. 240)

3. Trial U_d (Kern hal. 840)

Hot fluid : Etanol *light organics*

Cold fluid : Air *water*

Viskositas

HOT FLUID

Viskositas etanol pada suhu (T) = 60 C

Viskositas etanol pada suhu (T) = 333,5 K

Viskositas etanol = 1,242 cp

Viskositas etanol = 3,005366 lb/ft.h

COLD FLUID

Viskositas cooling water = 0,83 cp

Viskositas cooling water = 2,01 lb/ft.h

T = 25 C

T = 298,15 K

HOT FLUID

Densitas

Densitas etanol, pada suhu (T) = 60 C

Densitas etanol, pada suhu (T) = 333,15 K

Densitas etanol = 789,00 kg/m³

Densitas etanol = 49,2336 lb/ft³

COLD FLUID

Densitas cooling water = 62,95 lb/ft³
 T = 25 C
 T = 298,15 K
 tersedia Ud = 75-150 (Tabel 8, Kern hal. 840)
 Ud = 75
 A = $Q/Ud \times Dt$ = 0,01 ft²
 Karena A < 200 ft², maka Heat Exchanger yang digunakan adalah jenis DPHE

Kesimpulan Sementara Rancangan Double Pipe Heat Exchanger

Annulus IPS = 4 in
 Sch = 80
 ID = 3,836 in
 OD = 4,5 in
 Pipe IPS = 3 in
 Sch = 80
 ID = 2,9 in
 OD = 3,5 in
 Panjang hairpin = 2 ft
 aa" = 0,917 ft²

fluida panas k = 0,166 Btu/jam.ft.°F
 cp = 8,907143 Btu/lb °F

Evaluasi perpindahan panas	
Annulus (Aseton)	Pipe (cooling water)
D2 = 4,5 in 0,375 ft	4. luas aliran
D1 = 3,50 in 0,29166667 ft	D = 3,5 in D = 0,29166667 ft
4. Luas aliran	ap = $\frac{(\pi \times D^2)}{4}$
aa = $\frac{(\pi \times ((D2^2) - (D1^2)))}{4}$	ap = $\frac{0,267118056}{4}$
aa = $\frac{25,12}{4,00000}$	ap = 0,0668 ft ²
aa = 6,2800 ft ²	5. Reynold Number
De = $\frac{(D2^2 - D1^2)}{D1}$	Gp = $\frac{m}{ap}$
De = $\frac{8,0000}{3,5000}$	Gp = $\frac{2796,5}{0,0668}$
De = 2,285714286 ft	Gp = 41877 lb/ jam ft ²
	Nre = (ID x Gt) / μ

5. Reynold Number (Mass Velocity)

$$Ga = \frac{M}{aa}$$

$$Ga = \frac{1449,21}{6,2800}$$

$$Ga = 231 \text{ lb/ jam ft}^2$$

$$Nre = (de \times Ga) / \mu$$

$$Nre = 46$$

6. jH

$$jH = 7,00$$

(Gambar 28, Kern hal. 838)

7. Heat transfer coefficient

$$ho = jH \times (k/de) \times (Cpm/k)^{1/3}$$

$$ho = 1,80$$

9. Evaluasi Uc

$$Uc = (hio \times ho) / (hio + ho)$$

$$Uc = 1,80 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

10. Design overall coefficient

$$1/Ud = (1/Uc) + Rd$$

$$1/Ud = 0,55830876$$

$$Ud = 1,791$$

11. Required Surface

$$A = Q / (Ud \times \Delta t)$$

$$A = 0,15 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 2,00 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A}{a''} = \frac{0}{2,00} = 0,072673562 \text{ lin ft}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 2$$

$$\text{Jumlah hairpin} = 0,0363368 \approx 1 \text{ hairpin}$$

12. Actual surface area

$$A_{act} = \text{Panjang hairpin} \times \text{Jumlah hairpin} \times a''$$

$$A_{act} = 4,00$$

Actual design coefficient

$$Ud = Q / (A \times \Delta t)$$

$$Ud = 0,07$$

11. Evaluasi Rd

$$Nre = 336229$$

6. jH

$$L/D = 687,00$$

(Gambar 24, Kern hal. 834)

7. Heat transfer coefficient

$$\rho = 49,2336 \text{ lb/ft}^3$$

$$Vt = 0,24 \text{ ft/s}$$

hi diperoleh dari gambar 25, Kern, hal.835

$$\text{Pada } T = 77,00 \text{ °F,}$$

hi yang didapat = 900

$$\text{Faktor koreksi} = 0,98$$

$$hi = 882$$

8. hio

$$hio = hi \times (ID/OD)$$

$$hio = 730,80$$

$$Rd = (Uc - Ud) / (Uc \times Ud)$$

$$Rd = 14,8085 > Rd \text{ yang ditetapkan}$$

Evaluasi ΔP

Annulus (Aseton)	Pipe (cooling water)
$Dc' = D2 - D1$	1. Reynold Number
$Dc' = 0,083333333 \text{ ft}$	$Nre = 336229$
1. Reynold Number	$f = \frac{0,004 + 0,26}{[(D \times Gp) / \mu]^{0,42}}$
$Nre = (Dc' \times Ga) / \mu$	$f = 0,004 + 0,26 / 159,855212$
$Nre = 15,5$	$f = 0,005626472$
$f = 0,0035 + (0,26 / [(D \times Ga) / \mu]^{0,42})$	$sg = 0,789$
$f = 0,0035 + (0,26 / 650,09589)^{0,42}$	$\rho = 49,2336 \text{ lb/ft}^3$
$f = 0,003899941$	2. $\Delta Fa = \frac{(4 \times f (Gp^2) \times L)}{2 \times g \times (\rho^2) \times D}$
$\rho = 49,2336$	$\Delta Fp = \frac{4262625099}{7,09247E+12}$
$s.g = 0,789$	$\Delta Fp = 0,000601007$
2. $\Delta Fa = \frac{(4 \times f (Ga^2) \times L)}{2 \times g \times (\rho^2) \times Dc'}$	3. $\Delta Pp = \frac{(\Delta Fp \times s.g)}{144}$
$\Delta Fa = \frac{89718,79376}{1,68868E+11}$	$\Delta Pp = \frac{0,000474195}{144}$
$\Delta Fa = 5,31294E-07$	$\Delta Pp = 3,29302E-06 \text{ psi}$
3. $V = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$	$\Delta Pp < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$
$V = \frac{231}{177240,96}$	
$V = 0,001301987$	
$\Delta F1 = \frac{V^2}{2 \times g'}$	
$\Delta F1 = \frac{1,69517E-06}{64,4}$	
$\Delta F1 = 2,63225E-08$	
$\Delta Pa = (\Delta Fa + \Delta F1) \times \rho$	
$\Delta Pa = 1,13259E-08 \text{ psi}$	
$\Delta Pa < 10 \text{ psi, desain memenuhi}$	

Tabel Spesifikasi Reboiler di Distilasi D-330

Alat	Reboiler		
Kode	E-334		
Fungsi	mengubah fase etanol dari uap menjadi cair		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger		
Kapasitas	657,54 kg		
Dimensi			
-Annulus	IPS	=	4 in
	No.	=	80
	ID	=	3,836 in
	OD	=	4,5 in
-Pipe	IPS	=	3 in
	No.	=	80
	ID	=	2,9 in
	OD	=	3,5 in
DP allowance	=		10 psia
Dirt factor (Rd)	=		0,001
Bahan	-Annulus	Carbon steel	
	-Pipe	Carbon steel	

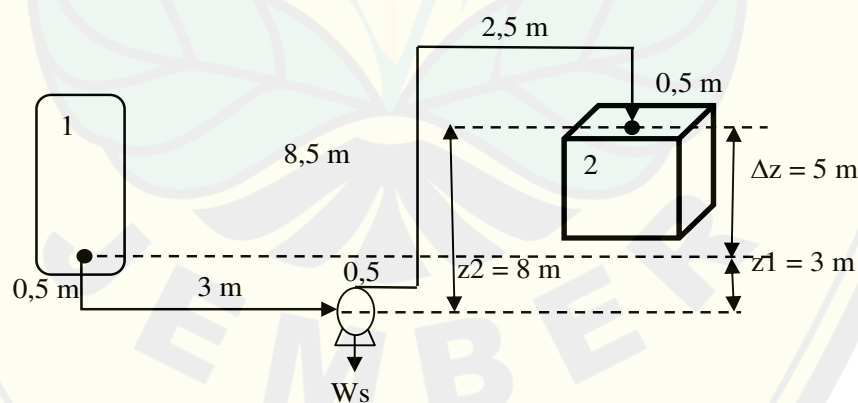
Centrifugal Pump (L-335)

Fungsi : untuk memompa aseton ke tangki penyimpanan aseton

Tipe : centrifugal pump

batch cycle time 1 jam

L-335



Komponen	Distilat (kg)	x	r (kg/m ³)	V (m ³)
Aseton	686,4254556	1	784	0,875542673
Total	686,4254556	1	784	0,875542673

Titik referensi

Titik 1	HE (E-334)	
Titik 2	: menuju tangki penyimpanan aseton (F-336)	
Dasar perencanaan :		
Rate volumetrik	=	0,88 m ³ /jam
	=	0,002 m ³ /s
	=	0,086 ft ³ /s
	=	5,153 ft ³ /min
Densitas aseton	=	784,000 kg/m ³
		0,784 m ³ /jam
		0,461 ft ³ /min

Asumsi :

aliran laminer dari monograph Eq.16 Petters & Timmerhouse hal.498
didapatkan :

Di	=	1
Schedule no	=	40
OD	=	1,625 in
	=	0,041275 m
ID	=	1 in
	=	0,0254 m
A	=	165 ft ²
	=	15,3285 m ²
v	=	$\frac{Q}{A} = \frac{16,005}{15,3285}$
	=	1,044133 m/s
Nre	=	$\frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$
	=	$\frac{26,44141}{0,0187}$
	=	1413,979

(Nre < 2100 maka aliran laminer sesuai dengan asumsi)

Perhitungan friksi

Perhitungan friksi

a. friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 4th, hal 98})$$

$$\text{dimana, } K_c = 0,55(1 - (A_2/A_1))$$

$$v^2 = v$$

karena luas permukaan tangki (A1) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa (A2), sehingga $A_1 \gg A_2$ dan $A_2 \sim 0$

$$\text{maka } K_c = 0,55$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 0,8855}{2}$$

$$= 0,243513 \text{ J/kg} \times 1$$

b. friksi karena pipa lurus
 panjang pipa lurus diperkirakan = 15,5 m
 bahan pipa adalah komersial steel
 dengan $\epsilon = 0,00005 \text{ m}$ (Geankoplis 4th, hal 94)

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} N_{re} &= 1414 \text{ m} \\ L &= 17,5 \text{ m} \\ \text{dari geankoplis fig.2.10-3 didapatkan nilai } f &= 0,005 \\ F_f &= \frac{4 f v^2 \times L}{2D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal.92}) \\ &= \frac{0,078411}{330} \\ &= 0,0002 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

c. friksi yang terjadi karena belokan (elbow) dan valve digunakan 4 elbow (Geankoplis, per.2.10-17)

$$\begin{aligned} K_f &= 0,75 \\ h_f &= 4 \frac{K_f v^2}{2} + \frac{K_f v^2}{2} \\ &= 4 \frac{0,588082688}{2} + \frac{5,313}{2} \\ &= 3,832665 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

d. friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th,hal 98})$$

dimana, $K_{ex} = (1 - (A_2/A_3))^2$
 diasumsikan luas permukaan filter 5 kali luas permukaan pipa

$$\begin{aligned} \text{maka, } A_2 &= 1/5 A_3 \\ \text{jadi } K_{ex} &= (1 - (1/9 A_3 / A_3))^2 \\ &= 0,3286 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{0,3286}{2} \times \frac{0,8855}{1} \\ &= 0,14548765 \end{aligned}$$

jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 4,222 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 8 \text{ m}$$

$$Z_2 = 3 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 784$$

$$v_1 = \frac{Q_1}{A_1} = 0$$

$$v_2 = \frac{Q_2}{A_2} = 1,04413348$$

$$a = 0,5$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

perhitungan power pompa (Geankoplis 4th, hal 68)

$$Z_1 g + P_1/\rho_1 + v_1^2/2a - W_s - \Sigma F = Z_2 g + P_2/\rho_2 + v_2^2/2a$$

$$74,4127907 - W_s = 29,8817374$$

$$W_s = 104,294528$$

(Kusnarjo, hal/ 1164)

kapasitas larutan masuk = 5.865,1

efisiensi pompa (η) = 80% (Peter & Timmerhause, hal 520)

$$W_p = \frac{W_s}{\eta} = \frac{104,2945281}{0,8} = 130,36816$$

brake horsepower = $\frac{W_p \times m}{1000}$ (Geankoplis 3th, hal 145)

$$= \frac{130,3681601 \times 0,44}{1000} = 0,05736199 \text{ kW}$$

$$= 0,076922429 \text{ hp}$$

efisiensi motor (η) = 80% (Peter & Timmerhause, hal 521)

power motor = $\frac{0,076922429}{0,8} = 0,096153036 \text{ hp}$

Spesifikasi Alat Centrifugal Pump			
Spesifikasi		Keterangan	
Nama dan Nomor Alat		Centrifugal Pump (L-335)	
Fungsi	:	Memompa etanol ke tangki penyimpanan etanol (F-336)	
Bentuk/Tipe	:	Komersial steel / Centrifugal Pump	
Nominal size pipe	:	sch 40	
Elbow	:	90°	
Jumlah	:	1	unit
OD	:	1,625	in
ID	:	1	in
Panjang	:	5,0	m

Daya	:	0,0962	hp
------	---	--------	----

Tangki Penyimpanan Etanol (F-336)

Fungsi : untuk menyimpan aseton

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Suhu =	30 °C	
Tekanan =	101,13 kPa	1 atm
Kapasitas =	0,0657541 kg/jam	=
Tipe pengelasan =	Double Welded butt join - E =	80%
Banyak tangki =	1 buah	
Faktor korosi (c) =	2/16 in	784
Bahan =	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316	789

Komposisi dan Volume Larutan Glukosa

Komponen	Massa	ρ (kg/L)	x	V (L)
Aseton	0,06864941	0,784	0,510770837	0,087563024
Etanol	0,065754133	0,789	0,489229163	0,083338572
Total	0,134403544		1	0,170901595

Massa larutan 144 jam =	19,35411 kg	
Volume larutan =	24,60983 L =	0,02460983 m ³
Laju alir volumetrik =	24,60983 L/jam	
=	6,645E-06 m ³ /s	
=	0,0002347 ft ³ /s	
=	0,1053209 gal/min	
r campuran =	0,1344035	
=	0,1709016	
=	0,7864382 kg/L	
=	786,4382 kg/m ³	
=	49,073744 lb/ft ³	
Volume larutan =	80% volume total	
Vollume tangki =	$\frac{100\% \times 0,02460983}{80\%}$	0,02460983
=	0,0307623 m ³	

Menentukan Dimensi Tangki

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Hs / D) =		1,5
Volume silinder =	$\frac{1}{4}p \cdot D^2 \cdot D$	
=	$\frac{1}{4}p \cdot D^2 \cdot 1,5D$	
=	$0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$	
=	$1,1775 D^3$	
Volume tutup =	$0,0847 D^3$	

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Vol. tutup bawah} + \text{Volume shell} \\
 0,030762287 &= 0,0847 D^3 + 0,0847 D^3 + 1,1775 D^3 \\
 0,030762287 &= 1,3469 D^3 \\
 D^3 &= 0,022839325 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,2837229 \text{ m} = 11,17 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 12 \text{ in} = 0,304 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\
 &= 1,5 \times 46 \\
 &= 18 \text{ in} \\
 &= 0,4572 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dishead head (tutup atas dan bawah):

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi dishead head (Hd)} &= 0,169 \times \text{OD} \\
 &= 0,169 \times 46 \\
 &= 2,028 \text{ in} \\
 &= 0,0515112 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tutup bawah} \\
 &= 0,4572 + 0,0847 + 0,0847 \\
 &= 0,6266 \text{ m} \\
 &= 24,669242 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. Larutan dalam tutup bawah} &= \text{volume dishead head} \\
 &= 0,085 \times \text{OD}^3 \\
 &= 0,002406932 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dalam silinder} &= \text{vol lar. dalam tangki} - \text{vol. lar. Dalam tutup bawah} \\
 &= 0,02460983 - 0,00240693 \\
 &= 0,022202898 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar. Dlm silinder} &= \frac{\text{vol. Larutan dalam silinder}}{p/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= \frac{0,022202898}{3,14/4 \times 1,1684} \\
 &= 0,304445863 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar. dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi lar. dlm silinder} + \text{tinggi tutup} \\
 &= 0,304445863 + 0,0515112 \\
 &= 0,355957063 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pd0)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= r \text{ larutan} \times g \times H_b \\
 &= 786,4382 \times 9,8 \times 0,3559
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2743,3947 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0,3978965 \text{ psia} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia} \\
 \text{Asumsi : tekanan desain dlebihkan sebesar 10\% (Pd=Pi)} \\
 Pd &= 1,1 \times P \text{ bahan} \times P \text{ operasi} \\
 &= 1,1 \times 0,3978964 \times 14,696 \\
 &= 6,4322353 \text{ psia} \\
 Pi &= 6,4322353 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

$$f \text{ (allowable stress value)} = 17900 \text{ (Tabel 13.1 Brownell \& Young)}$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young)}$$

$$C \text{ (corrosion factor)} = 0,125 = 2/16$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ silinder} &= \frac{Pi \times OD}{2 (f.E+0,4Pi)} + C \\
 &= \frac{6,4322353 \times 12}{2 (17900 \times 0,8 + 0,4 \times 30,1)} + 0,125 \\
 &= 0,0026946 + 0,125 \\
 &= 0,1276946 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal plate standard} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ m}$$

$$OD = ID - 2 \text{ tsilinder}$$

$$12 = ID - 2 \times 0,1875$$

$$ID = 11,625 \text{ in}$$

$$= 0,295275 \text{ m}$$

$$= 0,96875 \text{ ft}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

Menentukan Tebal Tutup Atas (thead)

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

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

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

$$t_{ha} / t_{hb} = 0,885 \times Pi \times \frac{C}{(f.E - 0,1Pi)}$$

$$= 0,885 \times \frac{6,43223 \times 12 + 2/16}{(17900 \times 0,8 - 0,1 \times 30,1)}$$

$$= 0,0047705 + 2/16$$

$$= 0,1297705 \text{ in} = 3/16$$

$$\text{tebal tutup standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ m}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 11,625 = 5,8125 \\
 AB &= 0,5ID - icr = 5,8125 - 3 = 2,8125 \\
 BC &= r - icr = 12 - 0,75 = 11,25 \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 12 - 10,89 = 1,107 \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 10,89276566 \\
 OA &= t + b + sf = 2,794734339
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank diameter (ketebalan } < 1 \text{ in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
 &= 12 + 0,28571 + 3 + 0,5 \\
 &= 15,78571429 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter nozzle

Nozzle inlet larutan

$$\begin{aligned}
 \text{laju alir larutan} &= \frac{0,1344035}{0,4892292 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,004799 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas larutan etanol} \quad 789 \text{ kg/m}^3 = 49,2336 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi aliran laminer, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, didapatkan

$$\text{Di optimum} = 3,0 \times Qf^{0,36} \times m^{0,18} \quad (\text{Kusnarjo, 2010, Persamaan 2-42 hal 32})$$

$$= 3 \times 0,005^{0,36} \times 2,57^{0,18}$$

$$= 0,5201571 \text{ in}$$

$$= 1,3211989$$

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (Di, opt)} = 0,520157064 \text{ in}$$

Diamater nominal (pipa 1/2 sch 40)

$$OD = 0,84 \text{ in}$$

$$ID = 0,622 \text{ in} = 0,0158 \text{ m}$$

$$A = 0,0021 \text{ ft}^2 = 0,0019509 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{6,645E-06 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0019509 \text{ m}^2} = 0,003405943 \text{ m/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{m}$$

$$= \frac{789 \times 0,0158 \times 0,0034}{0,788}$$

$$= 0,0538822 \text{ (laminer)}$$

Nozzle outlet aseton

Dikarenakan jenis fluidanya sama, maka diameter inlet sama dengan outlet

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1/2 in sch 40) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$OD = 0,84 \text{ in}$$

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

Tabel Spesifikasi Tangki Penyimpanan Etanol

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	Menampung Etanol		
Bentuk/Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah dishead head		
Bahan	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316		
Kapasitas	0,087563024 L		
Jumlah	1 buah		
Tinggi tangki	0,6266 m		
OD	12 in		
ID	11,625 in		
Dimensi			
Tebal silinder (ts)	3/16	in	
Tebal tutup atas (t ha)	3/16	in	
Tebal tutup bawah (t hb)	3/16	in	
Tinggi silinder (Hs)	18 in		
Tinggi tutup atas (Hd)	2,028 in		
Tinggi tutup bawah (Hc)	2,028 in		

APPENDIX D ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	167.023,253 kg/tahun
	=	506,13 kg/jam
Waktu operasi	=	330 hari

Analisa ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi ini dapat diketahui apakah pabrik yang direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak dalam artian feasible (memenuhi).

Faktor-faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal (*Return on Investment*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay Back Periode*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

1. Harga Peralatan

Harga peralatan berubah menurut waktu resmi sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$C_p = \frac{I_p}{I_o} \times C_o$$

Dimana :

- C_p = Harga alat pada tahun 2025
 C_o = Harga alat pada tahun data 2014
 I_p = Cost Index pada tahun 2025
 I_o = Cost Index pada tahun data 2014

Perhitungan peralatan didasarkan pada **cost equipment** www.matche.com.

Sedangkan Cost indeks didasarkan pada '**Peters and Timmerhaus 5^{ed} Plant**'.
Design and Economic for Chemical Engineering'

Tabel D.1 Indeks harga Peralatan

Tahun	Indeks
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	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	637,9

Sumber: CEPCI tahun 2022 annual index

Dengan metode least square dan data-data pada tabel di atas dilakukan pendekatan atau penafsiran indeks harga peralatan pada awal tahun dimana data-data tersebut dibentuk dalam persamaan :

$$Y = a + bX$$

keterangan :

Y = indeks harga peralatan pada tahun ke-n

X = tahun ke-n

n	X	Y	X ²	Y ²	XY
1	2007	525,4	4.028.049	276.045	1.054.478
2	2008	575,4	4.032.064	331.085	1.155.403
3	2009	521,9	4.036.081	272.380	1.048.497
4	2010	550,8	4.040.100	303.381	1.107.108
5	2011	585,7	4.044.121	343.044	1.177.843
6	2012	584,6	4.048.144	341.757	1.176.215
7	2013	567,3	4.052.169	321.829	1.141.975
8	2014	576,1	4.056.196	331.891	1.160.265
9	2015	556,8	4.060.225	310.026	1.121.952
10	2016	541,7	4.064.256	293.439	1.092.067
11	2017	567,5	4.068.289	322.056	1.144.648
12	2018	603,1	4.072.324	363.730	1.217.056

13	2019	607,5	4.076.361	369.056	1.226.543
14	2020	596,2	4.080.400	355.454	1.204.324
15	2021	637,9	4.084.441	406.916	1.289.196
Total	30210	8598	60.843.220	4.942.091	17.317.569

Jumlah data = n = 15

Dengan menggunakan **metode Least Square Pers 17-21**, Peters, diperoleh:

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 280$$

$$\sum (\bar{y} - y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} = 13.831,8$$

Pers 17-20, Peters & Timmerhaus

$$\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 1398,6$$

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2} = 4,99$$

Rata-rata y = $\Sigma y / n = a = 573,19$

Rata-rata x = $\Sigma x / n = c = 2014$

$$\begin{aligned} y &= a + b (x-c) \\ &= 573,1933 + 4,99 (x - 2014) \\ &= 573,1933 + 4,99 x - 10059,9 \\ &= -9486,7 + 4,99 x \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2025 sebesar :

$$\begin{aligned} y &= -9486,74 + 4,99 x (2025) \\ &= 628,1383 \end{aligned}$$

Kurs Dollar pada tahun 2025

(US \$) 1 = Rp 14.762

<http://www.kursdollar.net>

Contoh perhitungan harga peralatan

1. Pneumatic conveyor - 1

Panjang : 25 ft

Diameter : 4 in

Indeks harga tahun 2014 = 576,1 (US \$)

Indeks harga tahun 2025 = 628,14 (US \$)

Harga alat pada tahun 2014 = 69.700 (US \$)

$$\text{Harga alat pada tahun 2025} = \frac{628,1383}{576,1} \times 69700$$

= 75.996 (US \$)

= Rp 1.121.851.574

Tabel D.2 Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Harga Unit (US \$)		Jumlah Alat	Harga (US \$)
		2014	2025		
1	<i>Hammer mill</i>	92.100	100.419	1	100.419
2	Silo penyimpanan	46.800	51.027	1	51.027
3	<i>Pneumatic conveyor</i>	69.700	75.996	1	75.996
4	Reaktor ekstraksi pektin I	57.900	63.130	2	126.260
5	Cooler 1	2.500	2.726	1	2.726
6	Pompa 1	14.100	15.374	1	15.374
7	Filter Press 1	12.600	13.738	1	13.738
8	Reaktor ekstraksi pektin II	48.300	52.663	2	105.326
9	Filter Press 2	11.400	12.430	1	12.430
10	Pompa 2	13.300	14.501	1	14.501
11	Belt Conveyor Dryer	31.600	34.454	1	34.454
12	Ball Mill	10.300	11.230	1	11.230
13	Reaktor pretreatment	141.300	154.063	2	308.127
14	Cooler 2	4.100	4.470	1	4.470
15	Pompa 3	18.000	19.626	1	19.626
16	Filter Press 3	15.300	16.682	1	16.682
17	Reaktor Hidrolisis	141.900	154.718	2	309.435
18	Pompa 4	17.600	19.190	1	19.190
19	Filter Press 4	11.560	12.604	1	12.604
21	Pompa 5	17.600	19.190	1	19.190
22	Tangki prekultur	13.000	14.174	1	14.174
23	Reaktor fermentasi	67.600	73.706	4	294.825

24	Pompa 6	9.500	10.358	1	10.358
25	Dekanter	4.600	5.016	1	5.016
26	Pompa 7	6.300	6.869	1	6.869
27	Kolom Distilasi I	89.000	97.039	1	97.039
28	Kondensor I	6.700	7.305	1	7.305
29	Reboiler I	17.100	18.645	1	18.645
30	Pompa 8	6.300	6.869	1	6.869
31	Pompa 9	6.300	6.869	1	6.869
32	Kolom Distilasi II	89.000	97.039	1	97.039
33	Kondensor II	8.100	8.832	1	8.832
34	Reboiler II	16.100	17.554	1	17.554
35	Pompa 10	6.300	6.869	1	6.869
36	Pompa 11	6.300	6.869	1	6.869
37	Tangki penyimpanan aseton	12.000	13.084	1	13.084
38	Tangki penyimpanan pretreatmen	5.100	5.561	1	5.561
39	Tangki penyimpanan hidrolisat kakao	4.000	4.361	1	4.361
40	Pompa 12	6.300	6.869	1	6.869
41	Reaktor Na-alginat	18.600	20.280	1	20.280
42	Pompa 13	6.300	6.869	1	6.869
43	Mixer beads	8.900	9.704	1	9.704
44	Filter press 5	5.560	6.062	1	6.062
45	Filter press 6	5.560	6.062	1	6.062
46	Pompa 14	6.300	6.869	1	6.869
47	Kolom distilasi III	89.000	97.039	1	97.039
48	Kondensor III	8.200	8.941	1	8.941
49	Reboiler III	16.100	17.554	1	17.554
50	Pompa 15	6.300	6.869	1	6.869
51	tangki penyimpanan etanol	5.100	5.561	1	5.561
52	Tangki penyimpanan butanol	5.100	5.561	1	5.561
TOTAL					2.105.185

Maka, harga peralatan proses pada tahun 2025 :

(US \$) 2.105.185

Rp. 31.076.737.196

Diperkirakan harga peralatan utilitas adalah sebesar 50% dari harga peralatan pros
(Coulson & Richardson, 2005).

Harga peralatan utilitas = Rp 15.538.368.598

Total harga peralatan pabrik = Harga peralatan proses + harga peralatan utilitas
 = Rp 46.615.105.795

safety faktor = 1,2 x Rp 46.615.105.795
 Rp 55.938.126.954

II. Harga Bahan Baku

1. Kulit kakao

Harga = Rp 5.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 210.283 Kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 346.966.290.000 per tahun

2. Asam sitrat (Alibaba)

Harga = Rp 22.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 42.322 kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 307.257.720.000 per tahun

3. Etanol 96%

Harga = Rp 49.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 315.605 Kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 5.103.332.850.000 per tahun

4. NaOH (Alibaba)

Harga = Rp 22.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 95.031 kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 689.925.060.000 per tahun

5. Enzim selulase (Alibaba)

Harga = Rp 1.575.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 41,5 Kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 21.567.026.250 per tahun

6. Sodium sitrat (Alibaba)

Harga = Rp 34.000 per kg
 Kebutuhan per jam = 712,7 kg/jam
 Biaya per tahun (330 hari) = Rp 7.996.390.439 per tahun

7. Tyrptone bacto (Alibaba)

Harga = Rp 1.200.000 per kg

Kebutuhan per jam	=		27,37	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	10.838.520.000,0	per tahun
8. Yeast ekstrak (Alibaba)				
Harga	=	Rp	125.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		9,1	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	376.200.000	per tahun
9. CH ₃ COONH ₄ (Alibaba)				
Harga	=	Rp	230.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		13,49	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	1.023.891.000	per tahun
10. MgSO ₄ -7H ₂ O				
Harga	=	Rp	12.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		1,37	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	5.425.200	per tahun
11. FeSO ₄ -7H ₂ O (Alibaba)				
Harga	=	Rp	75.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		0,050	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	1.237.500	per tahun
12. KH ₂ PO ₄ (Alibaba)				
Harga	=	Rp	79.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		2,28	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	59.439.600	per tahun
13. Kentang				
Harga	=	Rp	15.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		4.704,0	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	846.720.000	per bulan
14. NH ₂ SO ₄ (Alibaba)				
Harga	=	Rp	16.000	per kg
Kebutuhan per jam	=		16,0	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp	84.480.000	per tahun

15. CaCO ₃	(Alibaba)		
Harga	= Rp	15.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	94	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	465.300.000	per tahun
16. Bakteri	(Alibaba)		
Harga	= Rp	1.550.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	0,002	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	1.023.000	per tahun
17. Oleil alkohol	(Alibaba)		
Harga	= Rp	75.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	821.181	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	20.324.220.597.450	per tahun
18. NaCl	(Alibaba)		
Harga	= Rp	15.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	1.723	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	8.528.850.000	per tahun
19 CaCL ₂	(Alibaba)		
Harga	= Rp	39.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	6.759	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	86.988.330.000	per tahun
18. Na-alginat	(Alibaba)		
Harga	= Rp	300.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	6.083	Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	602.217.000.000	per tahun
18. Tributirin	(Alibaba)		
Harga	= Rp	10.000	per kg
Kebutuhan per jam	=	821.181	kg/jam
Biaya per tahun (330 hari)	= Rp	2.709.896.079.660	per tahun
Total biaya bahan baku per tahun	=	Rp 29.524.864.250.099	

III. Harga Jual Produk

Pektin

Produk yang dihasilkan	=	211.011 Ton/tahun
	=	211.010.976 kg/tahun
Harga produk yang dihasilkan	=	Rp 199.000 /kg
Harga produk per tahun	=	Rp 41.991.184.224.000

Aseton

Produk yang dihasilkan	=	5.436 Ton/tahun
	=	5.436.490 kg/tahun
Harga produk yang dihasilkan	=	Rp 12.000 /kg
Harga produk per tahun	=	Rp 65.237.880.000

Etanol

Produk yang dihasilkan	=	5.208 Ton/tahun
	=	5.207.675 kg/tahun
Harga produk yang dihasilkan	=	Rp 43.000 /kg
Harga produk per tahun	=	Rp 223.930.025.000

n-Butanol

Produk yang dihasilkan	=	16.034 Ton/tahun
	=	16.034.231 kg/tahun
Harga produk yang dihasilkan	=	Rp 12.000 /kg
Harga produk per tahun	=	Rp 192.410.772.000

Total produk per tahun = Rp 42.248.832.876.000

IV. Biaya Pengemasan dan Pengiriman

Biaya yang digunakan dalam pengemasan dan pengiriman merupakan estimasi 20% dari biaya penjualan produk.

Pengemasan	=	15%	x	Produk
	=	15%	x	Rp 29.524.864.250.099
	=	Rp 4.428.729.637.515		

V. Gaji Karyawan

Jabatan	Gaji/orang/bulan	Jumlah	Gaji/bulan
Direktur Utama	Rp 20.000.000	1	Rp 20.000.000
Staff Ahli	Rp 9.000.000	2	Rp 18.000.000
Direktur Admin. & Keuangan	Rp 12.000.000	1	Rp 12.000.000

Direktur Teknik & Proses	Rp 12.000.000	1	Rp 12.000.000
Kepala Bagian Keuangan	Rp 7.000.000	1	Rp 7.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	Rp 7.000.000	1	Rp 7.000.000
Kepala Bagian Umum	Rp 7.000.000	1	Rp 7.000.000
Kepala Bagian Produksi	Rp 7.000.000	1	Rp 7.000.000
Kepala Bagian Teknik	Rp 7.000.000	1	Rp 7.000.000
Kepala Seksi Pembelian	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Anggaran	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Gudang	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Pemasaran & Penjualan	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Keamanan	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Administrasi	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Personalia	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Produksi & Proses	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Riset & Pengembangan	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Utilitas & Tenaga	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan & Perbaikan	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
Sekretaris Direktur	Rp 8.000.000	3	Rp 24.000.000
Karyawan Pembelian	Rp 2.500.000	3	Rp 7.500.000
Karyawan Laboratorium	Rp 2.500.000	3	Rp 7.500.000
Karyawan Gudang	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Pemasaran	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Keamanan	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Administrasi	Rp 2.500.000	3	Rp 7.500.000
Karyawan Personalia	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Produksi & Proses	Rp 3.000.000	44	Rp 132.000.000
Karyawan Riset & Pengembangan	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Utilitas	Rp 2.500.000	9	Rp 22.500.000
Karyawan Pemeliharaan	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan Quality Control	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Karyawan K3	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Dokter	Rp 4.000.000	3	Rp 12.000.000
Perawat	Rp 2.500.000	3	Rp 7.500.000
Sopir	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
Office Boy	Rp 2.500.000	4	Rp 10.000.000
Petugas Kebersihan	Rp 2.500.000	10	Rp 25.000.000
Satpam	Rp 2.500.000	9	Rp 22.500.000
Jumlah		155	Rp 565.000.000

Gaji per bulan	=	Rp	565.000.000
Gaji per tahun	=	Rp	7.910.000.000

VI. Biaya Utilitas

a. Kebutuhan Air

1. Air Sanitasi

Kebutuhan per hari	=		2,05 m ³ /hari
Harga air mengolah sendiri	=	Rp	1.000 /m ³
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp	677.985

2. Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler	=		95,704 m ³ /hari
H. air boiler mengolah sendiri	=	Rp	1.000 /m ³
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp	31.582.320

3. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin	=		7.212.226,000 m ³ /hari
Harga air pendingin	=	Rp	1.000 /m ³
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp	2.380.034.580.000

4. Air Proses

kebutuhan air proses	=		8.150 m ³ /hari
harga air mengolah sendiri	=	Rp	1.000 /m ³
biaya pengolahan per tahun	=	Rp	2.689.500.000

b. Kebutuhan Bahan Bakar (*fuel oil*)

Kebutuhan bahan bakar	=		35,94 liter/jam
	=		284.644,8000 liter/tahun
Harga bahan bakar	=	Rp	6.800 /liter
			(mypertamina.id)
Biaya bahan bakar per tahun	=	Rp	1.935.584.640

c. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik	=		380,56 kWh/jam
	=		3.014.027,3 kWh/tahun
Harga listrik	=	Rp	996,74 /kWh
			(PLN per Juli 2022)

Biaya listrik per tahun = Rp 3.004.201.551

Total biaya utilitas per tahun = Rp 2.387.696.126.496

VII. Harga Tanah dan Bangunan

Luas tanah = 53.000 m²

Harga tanah per m² = Rp 2.200.000
(urbanindo.com)

Harga tanah total = Rp 116.600.000.000
7898658,718

Luas bangunan pabrik = 33.000 m²

Harga bangunan pabrik per m² = Rp 3.500.000
(urbanindo.com)

Harga bangunan pabrik total = Rp 115.500.000.000

Luas bangunan gedung = 20.000 m²

Harga bangunan gedung per m² = Rp 2.500.000
(urbanindo.com)

Harga bangunan gedung total = Rp 50.000.000.000

Harga bangunan total = Rp 165.500.000.000

Total harga tanah dan bangunan = Rp 282.100.000.000

Analisis ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi ini dapat diketahui apakah pabrik yang direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak dalam artian feasible (memenuhi Faktor-faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal (*Return on Investment*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay Back Periode*)
3. Titik impas (*Break Even Point*)
4. Laju pengembalian modal sendiri (*Internal Rate of Return, IRR*)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

10.1 Harga Peralatan

Karena harga peralatan cenderung naik tiap tahun, maka untuk menentukan harga sekarang, ditaksir dari harga-harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Contoh perhitungan harga alat dan daftar harga alat secara keseluruhan dapat dilihat pada *Appendix D*.

10.2 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (*Direct Cost*)

1 Harga peralatan (E)	Rp	55.938.126.954
2 Instrumentasi dan kontrol 18% E	Rp	10.068.862.852
3 Perpipaan terpasang : 66% E	Rp	36.919.163.789
4 Pelistrikan terpasang : 11% E	Rp	6.153.193.965
5 Bangunan Pabrik	Rp	282.100.000.000
6 Instalasi (0,47 x E)	Rp	26.290.919.668
6 Tanah	Rp	116.600.000.000
7 yard improvement : 10% E	Rp	5.593.812.695
8 <i>Service facilities</i> 53% E	Rp	29.647.207.285
16 Direct Cost (DC)	Rp	569.311.287.208

B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)

17 <i>Engineering dan supervisi</i> . 33% DC	Rp	18.459.581.894,68
18 Kontraktor	5%(DC + IC)	
19 Biaya tak terduga 10% (DC + IC)		
21 Biaya konstruksi : 41% E	Rp	22.934.632.050,97 +
22 Indirect Cost	Rp	41.394.213.946 + 15%(DC+IC)

$$\begin{aligned}
 \text{Fixed Capital Investment (FCI)} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \\
 \text{Fixed Capital Investment (FCI)} &= \text{Rp } 610.705.501.154,1 + 15\%(\text{DC}+\text{IC}) \\
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 \text{FCI} &= \frac{\text{Rp } 610.705.501.154}{100\% - 15\%} \\
 \text{FCI} &= \frac{\text{Rp } 610.705.501.154}{0,85} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 718.477.060.181
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Modal Sendiri} &= 60\% \times \text{FCI} \\
 &= \text{Rp } 431.086.236.109
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Modal Pinjaman} &= 40\% \times \text{FCI} \\
 &= \text{Rp } 287.390.824.072
 \end{aligned}$$

10.3 Modal Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \times \text{TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \frac{\text{FCI}}{0,85} \\
 &= \text{Rp } \frac{718.477.060.181}{0,85} \\
 &= \text{Rp } 845.267.129.625
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 0,15 \times \text{Rp } 845.267.129.625 \\
 &= \text{Rp } 126.790.069.444
 \end{aligned}$$

10.4 Total Production Cost (TPC)

A. Manufacturing Cost (Variable Cost)

I. Direct Production Cost

1 bahan baku (1 tahun)	Rp	55.938.126.954
2 Biaya Utilitas (1 tahun)	Rp	2.387.696.126.496
3 Biaya Pengemasan (1 tahun)	Rp	4.428.729.637.515
4 Gaji Karyawan	Rp	7.910.000.000
5 Biaya Laboratorium : 10% Gaji	Rp	791.000.000
6 Biaya Supervisi : 10% Gaji	Rp	791.000.000
7 Biaya pemeliharaan dan perbaikan : 1% FCI	Rp	6.107.055.012
8 Operating supplies : 1% FCI	Rp	6.107.055.012
9 Patent + royalti		0,03 TPC
Direct Production Cost	Rp	6.894.070.000.988 + 0,03 TPC

II. Biaya Tetap (Fixed Charge) (FC)

1 Depresiasi	= Rp	7.903.812.695
2 Local taxes : 1,0% FCI	= Rp	7.184.770.602
3 Insurance : 1% FCI	= Rp	7.184.770.602
5 Bunga Bank 15% modal pinjaman	=	43.108.623.611
Fixed Charges	= Rp	65.381.977.510

III. Biaya Overhead

Overhead = 0,1 TPC

IV. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses)

1 Administrative cost 6% TPC	=	0,06	TPC
(operating = labor + supervision + maintenance)			
2 Distribution & Marketing 10% TPC	=	0,10	TPC
3 Research & Development 5% TPC	=	0,05	TPC
4 financing 0,1 TCI	=	Rp	84.526.712.962
			<hr/>
			0,210 TPC + Rp 84.526.712.962

Biaya Produksi Total (TPC) = Manufacturing cost + General expenses

TPC	=	DPC + FC + Overhead + GE
	= Rp	7.043.978.691.460 + 0,340
0,660 TPC	= Rp	7.043.978.691.460
TPC	= Rp	10.672.694.987.061

10.5 Evaluasi Ekonomi dengan Metode Linear

Pajak	=	35% dari laba kotor
Laba kotor	=	Total penjualan - Biaya penjualan
	= Rp	42.248.832.876.000 - Rp 10.672.694.987.061
	= Rp	31.576.137.888.939
Laba bersih	=	laba kotor x (1-0,35)
	= Rp	31.576.137.888.939 x 0,65
	= Rp	20.524.489.627.811

A. Laju Pengembalian Modal ROI (Rate On Investment)

sebelum pajak	=	
ROI	=	(Laba kotor/ FCI) x 100%
	=	44 %
Sesudah pajak	=	
ROI	=	(Laba bersih /FCI) x 100%
	=	28,57 %

Nilai ROI yang diperoleh > bunga bank, sehingga **pabrik layak didirikan**

B. Waktu Pengembalian Modal Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}
 \text{sebelum pajak} &= \text{FCI} / (\text{Depresiasi} + \text{laba kotor}) \\
 &= \frac{\text{Rp } 718.477.060.181}{\text{Rp } 350.933.796.685} \\
 &= 2,047329345 \quad \text{Tahun} \\
 \text{Sesudah pajak} &= \text{FCI} / (\text{Depresiasi} + \text{laba bersih}) \\
 &= \frac{\text{Rp } 718.477.060.181}{\text{Rp } 228.137.704.895} \\
 &= 3,149313089 \quad \text{Tahun}
 \end{aligned}$$

Nilai POT < 1/2 umur pabrik (umur pabrik 10 tahun) maka pabrik ini layak didirikan.

C. Titik Impas BEP (Break Even Point)

a. Biaya Tetap (FC)	= Rp	65.381.977.509,86	
b. Biaya semi variabel:	:		
Pemeliharaan dan perbaikan	= Rp	6.107.055.011,54	
Tenaga kerja	= Rp	7.910.000.000,00	
Laboratorium	= Rp	791.000.000,00	
Biaya overhead	= Rp	1.067.269.498.706,06	
Biaya umum	= Rp	3.393.062.158.951,28	
Supervisi	= Rp	791.000.000,00	
Jumlah	Rp	4.475.930.712.668,88	SVC
c. Biaya Variabel	:	(CV)	
Bahan Baku	= Rp	29.524.864.250.099,40	
Utilitas	= Rp	2.387.696.126.496,07	
Pengemasan	= Rp	4.428.729.637.514,91	
Jumlah	Rp	36.341.290.014.110,40	
Hasil penjualan produk	= Rp	42.248.832.876.000,00	(S)
BEP	=	$\frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{CV}} \times 100\%$	
	=	1.408.161.191.311	
		2.774.391.363.021	
		0,507557 x 100%	
	=	50,76%	

Apabila BEP untuk Pabrik Biobutanol dari kulit kakao berada diantara nilai 40-60%, maka nilai BEP tersebut memadai.