



**PERHITUNGAN NERACA MASSA DAN NERACA PANAS PADA
PRA-RANCANG PABRIK 1,3-BUTADIENA DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI N-BUTANA KAPASITAS 93.000 TON/TAHUN**

Skripsi

**diajukan sebagai salah satu persyaratan untuk memperoleh gelar
Sarjana Teknik Program Studi Teknik Kimia**

Oleh:

LAILA SYAFITRI

NIM: 5213416044

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS NEGERI SEMARANG
2020**

PERSETUJUAN PEMBIMBING

PERSETUJUAN PEMBIMBING

Nama : Laila Syafitri
NIM : 5213416044
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas pada Pra Rancang Pabrik 1,3-Butadiena dengan Proses Dehidrogenasi N-Butana Kapasitas 93.000 Ton/Tahun.

Skripsi ini telah disetujui oleh pembimbing untuk diajukan ke sidang panitia ujian skripsi Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang.

Semarang, 14 September 2020

Pembimbing



Ria Wulansarie, S.T., M.T.

NIP. 199001272015042001

PENGESAHAN

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul "Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas pada Pra Rancang Pabrik 1,3-Butadiena dengan Proses Dehidrogenasi N-Butana Kapasitas 93.000 Ton/Tahun" telah dipertaharkan di depan sidang Panitia Ujian Skripsi Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang pada tanggal 28 September 2020.

Oleh

Nama : Lucia Syafitri
NIM : S213416044
Program Studi : Teknik Kimia

Panitia

Ketua

Dr. Dewi Selvia F., S.T., M.T.
NIP. 197103161999032002

Sekretaris

Dr. Megawati, S.T., M.T.
NIP. 1972110620060042001

Penguji

Dr. Dewi Selvia F., S.T., M.T.
NIP. 197103161999032002

Pengajar

Dr. Wiñ Astuti, S.T., M.T.
NIP. 197310172000032001

Pembimbing

Ria Wulansarie, S.T., M.T.
NIP. 199001272015042001

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik



N. Chodus, M.T., IPM
NIP. 196911301994031001

PERNYATAAN KEASLIAN

PERNYATAAN KEASLIAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa:

1. Skripsi ini adalah asli dan belum pernah diajukan untuk mendapat gelar akademik (sarjana, magister dan/atau doktor), baik di Universitas Negeri Semarang (UNNES) maupun perguruan tinggi lain.
2. Karya tulis ini adalah murni gagasan, rumusan, dan penelitian saya sendiri tanpa bantuan pihak lain, kecuali arahan Pembimbing dan masukan Tim Penguji.
3. Dalam karya tulis ini tidak terdapat karya atau pendapat orang lain yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali secara tertulis dengan jelas dicantumkan sebagai acuan dalam naskah dengan disebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.
4. Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya dan apabila di kemudian hari terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik ataupun sanksi lainnya sesuai dengan norma yang berlaku di perguruan tinggi ini.

Semarang, 14 September 2020

Yang membuat pernyataan,



Laila Syafitri

NIM. 5213416044

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

“Jika kamu ingin lebih dari yang lain, kamu harus selangkah lebih maju dari mereka dalam hal apapun yang mereka lakukan”, Laila Syafitri

PERSEMBAHAN

1. Bapak, Ibu, Kakak, Adik dan seluruh keluarga tercinta.
2. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang.
3. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang Angkatan 2016.
4. Perkembangan ilmu dan pengetahuan teknologi Bangsa dan Negara Indonesia.
5. Almamater Universitas Negeri Semarang.

INTISARI

Laila Syafitri, 2020. Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas pada Pra-Rancang Pabrik 1,3-Butadiena dengan Proses Dehidrogenasi N-butana Kapasitas 93.000 ton/tahun, Program Studi S1, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang, Semarang.

Industri kimia merupakan industri yang bertugas mengolah serta memproduksi bahan baku menjadi bahan setengah jadi ataupun bahan jadi. Sehingga, industri ini menjadi industri unggulan tingkat nasional yang berkontribusi banyak bagi pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Salah satu produksi dari industri kimia yang cukup menguntungkan adalah industri karet sintetis yang terbuat dari senyawa 1,3-Butadiena.

Pabrik 1,3-Butadiena ini dirancang dengan kapasitas 93.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah n-butana, katalis $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{VO}$, katalis ZnFe_2O_4 , pelarut furfural, dan pelarut NMP. Produk yang dihasilkan berupa 1,3-Butadiena dengan kemurnian 99,6%. Peralatan proses yang digunakan antara lain tangki penyimpanan bahan baku dan produk, *furnace*, *reactor*, *distillation column*, *absorber*, *heat exchanger*, *cooler*, dan *condensor*, *pump*, *expansion valve*, dan *compressor*.

Proses pendirian pabrik 1,3-butadiena memerlukan perhitungan neraca massa dan neraca panas. Distilasi merupakan alat yang sangat penting dalam proses pemurnian 1,3-butadiena yang memiliki kemurnian rendah setelah keluar dari reaktor dan melewati proses pemisahan dengan flash drum.

Jenis menara distilasi yang digunakan adalah *sieve tray* tower dengan bahan konstruksi kolom distilasi yang dipilih *Carbon Steel SA-285 Grade C*. Dari hasil perancangan distilasi diketahui tinggi menara distilasi 6,3913 m, dengan diameter 1,1555 m. Diketahui jumlah plate hasil rancangan sebanyak 21 buah, lokasi umpan di plate ke 10 dari bawah kolom distilasi. Dari perhitungan yang telah dilakukan, dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik 1,3-Butadiena dengan kapasitas 93.000 ton/tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.

Kata Kunci : 1,3-butadiena, *Distillation column*, *sieve tray*, menara distilasi

PRAKATA

Segala puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat, taufik dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan Skripsi dengan judul “Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas pada Pra-Rancang Pabrik 1,3-Butadiena dengan Proses Dehidrogenasi N-butana Kapasitas 93.000 ton/tahun”.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan baik berupa moral maupun spiritual dari berbagai pihak, oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Fathur Rokhman M. Hum., Rektor Universitas Negeri Semarang atas kesempatan yang diberikan kepada penulis untuk menempuh studi di Universitas Negeri Semarang
2. Dr. Nur Qudus, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang.
3. Dr. Dewi Selvia Fardhyanti, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang dan Dosen Penguji 1 yang telah memberikan masukan dan pengarahan dalam penyempurnaan skripsi ini.
4. Ria Wulansarie, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang telah berkenan meluangkan waktunya serta penuh kesabaran memberikan bimbingan, dukungan secara moril maupun materil, dengan pengarahan dalam penyusunan skripsi ini.
5. Zuhriyan Ash Shiddieqy Bahlawan, S.T., M.T., selaku Dosen Penguji 2 yang telah memberikan masukan dan pengarahan dalam penyempurnaan skripsi ini.
6. Semua dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik UNNES yang telah memberi bekal pengetahuan yang berharga.
7. Kedua Orang tua dan keluarga atas dukungan doa, materi, dan semangat yang senantiasa diberikan tanpa kenal lelah.
8. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2016 serta semua pihak yang telah memberikan semangat dan dukungan sehingga kami dapat menyelesaikan Skripsi.

Penulis menyadari bahwa Skripsi ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun, guna menjadikan Skripsi ini lebih baik.

Semarang, 15 September 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERSETUJUAN PEMBIMBING.....	ii
PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN.....	iv
MOTTO DAN PERSEMBAHAN	v
INTISARI.....	vi
PRAKATA.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Identifikasi Masalah	3
1.3 Pembatasan Masalah.....	3
1.4 Rumusan Masalah	3
1.5 Tujuan Penelitian.....	4
1.6 Manfaat Penelitian.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 1,3-Butadiena.....	5
2.2 Neraca Massa.....	6
2.3 Neraca Panas.....	7
2.4 Distilasi.....	9
2.5 Prinsip Distilasi	10
2.6 Klasifikasi Distilasi	11
2.7 Faktor – faktor yang Mempengaruhi Operasi	12
2.8 Tipe Kolom Distilasi	13
2.9 Sieve Tray Distillation.....	15
BAB III METODE PENELITIAN.....	16
3.1 Waktu dan Tempat Pelaksanaan.....	16
3.2 Alat dan Bahan	16
3.3 Prosedur Kerja	16

3.4 Diagram Alir Penelitian.....	18
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	19
4.1 Neraca Massa.....	19
4.1.1 Neraca Massa Reaktor 2 (R-102).....	20
4.1.2 Neraca Massa Reaktor 1 (R-101).....	21
4.1.3 Neraca Massa Kondenser Parsial (E-104).....	21
4.1.4 Neraca Massa Absorber 1 (A-101)	22
4.1.5 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (C-101).....	22
4.1.6 Neraca Massa Absorber 2 (A-102)	23
4.1.7 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (C-102).....	23
4.2 Neraca Panas.....	24
4.2.1 Neraca Panas Expansion Valve 1 (EV-101).....	24
4.2.2 Neraca Panas Kompresor 2 (JC-102)	24
4.2.3 Neraca Panas Furnace (B-101)	24
4.2.4 Neraca Panas Reaktor 1 (R-101)	25
4.2.5 Neraca Panas Expansion Valve 2 (EV-102).....	25
4.2.6 Neraca Panas Heat Exchanger 1 (E-101).....	25
4.2.7 Neraca Panas Expansion Valve 3 (EV-103).....	26
4.2.8 Neraca Panas Heat Exchanger 2 (E-102).....	26
4.2.9 Neraca Panas Reaktor 2 (R-102)	27
4.2.10 Neraca Panas Heat Exchanger Dowterm A (E-103).....	27
4.2.11 Neraca Panas Kondensor Parsial (E-104).....	27
4.2.12 Neraca Panas Heat Exchanger (E-105).....	29
4.2.13 Neraca Panas Absorber 1 (A-101).....	29
4.2.14 Neraca Panas Heat Exchanger (E-106).....	29
4.2.15 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (C-101)	30
4.2.16 Neraca Panas Heat Exchanger 9 (E-109).....	30
4.2.17 Neraca Panas Absorber 2 (A-102).....	30
4.2.18 Neraca Panas Heat Exchanger-110 (E-110)	30
4.2.19 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (C-102)	31
4.2.20 Neraca Panas Kompresor 3 (JC-103)	31
4.2.21 Neraca Panas Heat Exchanger 113 (E-113).....	31

4.2.22 Neraca Panas Kompresor 1 (JC-101)	31
4.3 Menara Distilasi 2 (C-10)	32
BAB V PENUTUP	70
5.1 Kesimpulan.....	70
5.2 Saran	70
DAFTAR PUSTAKA	71

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1. Properti Komponen	19
Tabel 4.2. Komposisi Bahan Baku N-butana.....	19
Tabel 4.3. Komposisi Produk 1,3 Butadiena.....	19
Tabel 4.4 Neraca Massa pada Reaktor 2 (R-102)	20
Tabel 4.5. Neraca Massa Reaktor 1 (R-101).....	21
Tabel 4.6. Neraca Massa Kondenser Parsial 1 (E-104)	21
Tabel 4.7. Neraca Massa Absorber 1 (A-101)	22
Tabel 4.8. Neraca Massa Distilasi 1 (C-101).....	22
Tabel 4.9. Neraca Massa Absorber 2 (A-102)	23
Tabel 4.10. Neraca Massa Distilasi 2 (C-102).....	23
Tabel 4.11 Neraca Energi <i>Expansion Valve</i> 1(EV-101)	24
Tabel 4.12. Neraca Energi Total pada Kompresor 2 (JC-102)	24
Tabel 4.13. Neraca Energi Total pada <i>Furnace</i> 1 (B-101)	24
Tabel 4.14. Neraca Energi Total pada Reaktor 1 (R-101)	25
Tabel 4.15. Neraca Energi Total pada <i>Expansion Valve</i> 2 (EV-102)	25
Tabel 4.16. Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> 1 (E-101).....	25
Tabel 4.17 Neraca Energi Total pada <i>Pressure Relive Valve</i> 3 (EV-103).....	26
Tabel 4.18. Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> 2 (E-102).....	26
Tabel 4.19. Neraca Panas Total pada Reaktor 2 (R-102).....	27
Tabel 4.20. Neraca Panas Total <i>Heat Exchanger</i> 3 (E-103).....	27
Tabel 4.21. Neraca Panas Total pada Kondensor Parsial (E-104).....	27
Tabel 4.22. Neraca Panas Total pada <i>Heat Exchanger</i> (E-105)	29
Tabel 4.23. Neraca Panas Total Absorber 1 (A-101).....	29
Tabel 4.24. Neraca Panas Total pada <i>Heat Exchanger</i> (E-106)	29
Tabel 4.25. Neraca Panas Total Menara Distilasi 1 (C-101)	30
Tabel 4.26. Neraca Panas Total pada <i>Heat Exchanger</i> 9 (E-109)	30
Tabel 4.27. Neraca Panas Total pada Absorber 2 (A-102)	30
Tabel 4.28. Neraca Panas Total pada <i>Heat Exchanger</i> (E-110)	30
Tabel 4.29. Neraca Panas Total pada Menara Distilasi 2 (C-102).....	31
Tabel 4.30. Neraca Panas Total pada Kompresor 3 (JC-103).....	31
Tabel 4.31. Neraca Panas Total pada <i>Heat Exchanger</i> 113 (E-113)	31

Tabel 4.32. Neraca Panas Total pada Kompresor 1 (JC-101).....	31
Tabel 4.33. Komposisi Umpan Menara Distilasi 2	32
Tabel 4.34. Hasil Perhitungan T_{Dew} umpan pada Menara Distilasi 2.....	35
Tabel 4.35. Hasil Perhitungan T_{Bubble} umpan pada Menara Distilasi 2	36
Tabel 4.36. Hasil Perhitungan T_{Dew} distilat pada Menara Distilasi 2.....	36
Tabel 4.37 Hasil Perhitungan T_{Bubble} distilat pada Menara Distilasi 2	36
Tabel 4.38. Hasil Perhitungan T_{Dew} bottom pada Menara Distilasi 2	37
Tabel 4.39. Hasil Perhitungan T_{Bubble} Bottom pada Menara Distilasi 2.....	37
Tabel 4.40. Hasil Perhitungan <i>Relatif Volatility</i> pada Menara Distilasi 2	38
Tabel 4.41. Hasil Perhitungan Trial θ	39
Tabel 4.42. Hasil Perhitungan R_{min}	39
Tabel 4.43. Hasil Perhitungan Viskositas Distilat	41
Tabel 4.44. Hasil Perhitungan Viskositas Bottom	41
Tabel 4.45. Hasil Perhitungan Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	44
Tabel 4.46 Hasil Perhitungan Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	44
Tabel 4.47. Hasil Perhitungan Densitas Cairan	45
Tabel 4.48. Hasil Perhitungan Tegangan Permukaan	46
Tabel 4.49. Hasil Perhitungan Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	49
Tabel 4.50. Hasil Perhitungan Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	50
Tabel 4.51. Hasil Perhitungan Densitas Cairan	50

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Neraca Massa	7
Gambar 2.2 Proses Perpindahan Energi Pada Sistem	7
Gambar 2.3 Bubble cap Tray	14
Gambar 2.4 <i>Valve Tray</i>	14
Gambar 2.5 <i>Sieve Tray</i>	15
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian	18
Gambar 4.1 Diagram Blok Produksi 1,3-butadiena dengan Proses Dehidrogenasi N-Butana.....	20
Gambar 4.2. Menara Distilasi 2	32
Gambar 4.3. Pemilihan <i>Liquid Flow Arrangement</i>	54
Gambar 4.4. Hubungan Antara <i>Downcomer Area</i> dan <i>Weir Length</i>	55
Gambar 4.5. Koefisien <i>Discharge Sieve Tray</i>	57
Gambar 4.6. Hubungan θ , <i>chord length</i> , dan <i>chord height</i>	61
Gambar 4.7. Korelasi <i>entrainment</i> untuk <i>sieve tray</i>	63
Gambar 4.8. Desain <i>Head Vessel</i>	67

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sektor perindustrian di Indonesia mengalami perkembangan yang sangat pesat dalam beberapa waktu terakhir. Salah satu industri yang memiliki peran penting di Indonesia adalah industri kimia. Industri kimia merupakan industri yang bertugas mengolah serta memproduksi bahan baku menjadi bahan setengah jadi ataupun bahan jadi. Sehingga, industri ini menjadi industri unggulan tingkat nasional yang berkontribusi banyak bagi pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Salah satu produksi dari industri kimia yang cukup menguntungkan adalah industri karet sintetis. Selama ini penggunaan karet alam mulai tergeser oleh karet sintetis karena mempunyai sifat lebih tahan panas, cuaca, dan minyak (Nuyah, 2011). Karet sintetis terbuat dari senyawa butadiena (Nasruddin, 2018).

Senyawa 1,3-Butadiena dengan rumus kimia $\text{CH}_2=\text{CH}$ mempunyai nama lain yaitu *buta-1,3-diene*, *biethylene*, *erythrene*, *divynil*, *vinilethylene*, sedangkan nama IUPAC dari senyawa ini adalah *1,3-Butadiena* yang mempunyai sifat tidak berwarna, tidak korosif, dan mudah terbakar dalam kondisi ruangan (Wibowo, 2011). Butadiena digunakan untuk pembuatan bahan kimia seperti 4-*Vinylcyclohexene* dan *cycloalkenes*, selain itu dalam polimerisasi menghasilkan stirena-butadiena lateks digunakan untuk karpet, selang dan segel gasket (American Chemistry Council, 2019). Senyawa butadiena dalam industri digunakan sebagai bahan baku pabrik polimer seperti *synthetic rubbers* atau *elastomer*, *styrene butadiene rubber*, *polybutadiene rubber (PBR)*, *polychloropene* (neoprene) dan *nitrile rubber (NR)* (American Chemistry Council, 2019). Menurut Trade Map kebutuhan butadiena di Indonesia dari tahun 2014-2018 mengalami peningkatan yaitu 16.373.644-30.514.773 ton/tahun. Pabrik 1,3-Butadiena yang sudah didirikan di Indonesia hanya satu yaitu PT Petrochemical Butadiene Indonesia anak perusahaan dari PT Chandra Astri Petrochemical. Bahan baku butadiena yang terbuat dari n-butana diperoleh dari PT Badak LNG Bontang dengan kapasitas produksi 1,2 juta ton/tahun (PT Badak LNG, 2018). Berdasarkan faktor tersebut untuk menekan biaya produksi agar lebih murah, maka perlu didirikan pabrik Butadiena di Indonesia dalam waktu

panjang. Sehingga dapat memenuhi ketergantungan impor dari luar negeri. Oleh karena itu, pendirian pabrik 1,3-Butadiena dapat membantu penyediaan bahan baku dan diharapkan dapat menjadi komoditi ekspor.

Terdapat tiga macam proses dalam produksi 1,3-butadiena antara lain Proses Dehidrogenasi N-butana dan N-butena, Pirolisis Hidrokarbon (*Thermal Cracking*) Nafta, Proses Dehidrogenasi Etanol. Dalam perancangan pabrik 1,3-butadiena ini dipilih proses dehidrogenasi butana dengan bantuan katalis karena memiliki konversi dan selektivitas yang tinggi. Proses dehidrogenasi dilakukan dengan dua tahap yaitu dehidrogenasi butana dengan katalis *chromium vanadium* ($\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{VO}$) karena memberikan konversi sebesar 50,5% dan selektivitas sebesar 98,4% sedangkan pada tahap dehidrogenasi oksidatif butena dengan katalis *zinc ferrite* (ZnFe_2O_4) memberikan konversi sebesar 96,35% dan selektivitas sebesar 95%. Reaktor yang digunakan pada proses dehidrogenasi butana adalah reaktor *fixed bed single tube* sedangkan pada proses dehidrogenasi butena adalah reaktor *fixed bed multitube* (US Patent US 7,034,195 B2).

Proses pendirian pabrik 1,3-butadiena memerlukan perhitungan neraca massa dan neraca panas. Selain itu, dalam proses pembuatan 1,3-butadiena dengan proses dehidrogenasi n-butana membutuhkan beberapa alat utama yaitu reaktor, absorber, dan menara distilasi.

Perhitungan neraca massa dan neraca panas diperlukan untuk menentukan kebutuhan bahan baku dan aspek penunjang lain yang diperlukan sesuai dengan kapasitas pabrik yang akan didirikan serta berkaitan dengan dimensi atau perancangan alat proses yang ada di pabrik yang akan dibangun. Distilasi merupakan alat yang sangat penting dalam proses pemurnian 1,3-butadiena yang memiliki kemurnian rendah setelah keluar dari reaktor dan melewati proses pemisahan dengan flash drum. Oleh karena itu, diperlukan alat pemisah yang dapat memurnikan produk 1,3-butadiena yang masih memiliki kandungan senyawa lain sehingga dapat diperoleh produk 1,3-butadiena dengan kemurnian sebesar 99,6% dan perlu diketahui hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas pabrik 1,3-butadiena yang akan dibangun.

Ada beberapa jenis plate distilasi yang digunakan dalam industri kimia diantaranya sieve plate, bubble cap, valve plates. Dengan berbagai pertimbangan

pada penelitian perhitungan distilasi pada pabrik 1,3-butadiena ini digunakan distilasi dengan plate jenis *sieve plate*. Hal ini dikarenakan *sieve plate* memiliki beberapa kelebihan yakni memiliki harga konstruksi yang paling murah, kapasitas yang besar, dan efisiensi yang tinggi (Sinnott, 2005).

1.2 Identifikasi Masalah

Berdasarkan latar belakang masalah yang telah diuraikan diatas maka dapat diidentifikasi masalah sebagai berikut:

1. 1,3-butadiena merupakan bahan baku kimia penting, tetapi di Indonesia hanya ada satu pabrik yang memproduksi dan untuk memenuhi kebutuhan 1,3-butadiena Indonesia masih melakukan impor.
2. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sangat penting dalam prarancang pabrik 1,3-butadiena.
3. Distilasi merupakan alat penting pada pembuatan 1,3-butadiena dalam hal pemurnian produk.
4. *Sieve plate distillation* adalah jenis *plate* distilasi yang memiliki harga paling murah, efisiensi dan kapasitas tinggi.

1.3 Pembatasan Masalah

Dalam penelitian ini perlu dilakukan pembatasan masalah agar permasalahan tidak meluas dan dapat dibahas secara mendalam pada penelitian ini, meliputi:

1. Ditampilkan hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas secara sederhana.
2. 1,3-butadiena merupakan produk yang akan dimurnikan untuk diperoleh produk akhir dengan kemurnian 99,6%.
3. Distilasi adalah alat yang akan dirancang untuk penelitian ini.
4. *Sieve plate distillation* adalah distilasi dengan *plate* menggunakan *sieve tray* yang digunakan dalam penelitian ini.

1.4 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang tersebut maka dapat dikemukakan rumusan masalah yang tepat sebagai berikut:

1. Bagaimana hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dalam prarancang pabrik 1,3-butadiena?
2. Bagaimana proses perancangan menara distilasi untuk memisahkan produk 1,3-butadiena?

3. Bagaimana hasil perancangan menara distilasi dengan *plate* menggunakan *sieve tray*?

1.5 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan dari penelitian ini adalah:

1. Mengetahui hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dalam prarancang pabrik 1,3-butadiena.
2. Mengetahui proses perancangan menara distilasi untuk memperoleh produk akhir 1,3-butadiena dengan kemurnian 99,6%.
3. Mengetahui hasil perancangan menara distilasi dengan *plate* menggunakan *sieve tray*.

1.6 Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan dapat bermanfaat bagi:

1. Bagi lingkungan dan masyarakat
Memberi kontribusi dan wawasan dibidang perancangan alat menara distilasi untuk memurnikan produk-produk dalam industri kimia.
2. Bagi IPTEK
Memberikan informasi bahwa distilasi dengan *plate* menggunakan *sieve tray* memiliki harga yang lebih murah serta suhu dan efisiensinya tinggi.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

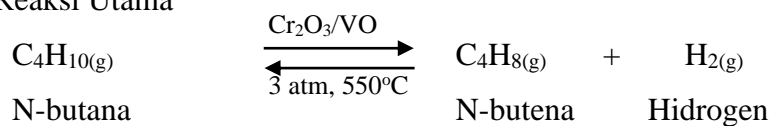
2.1 1,3-Butadiena

Senyawa 1,3-Butadiena dengan rumus kimia $\text{CH}_2=\text{CH}$ mempunyai nama lain yaitu *buta-1,3-diene*, *biethylene*, *erythrene*, *divynil*, *vinilethylene*, sedangkan nama IUPAC dari senyawa ini adalah *1,3-Butadiena* yang mempunyai sifat tidak berwarna, tidak korosif, dan mudah terbakar dalam kondisi ruangan (Wibowo, 2011). Butadiena digunakan untuk pembuatan bahan kimia seperti 4-*Vinylcyclohexene* dan *cycloalkenes*, selain itu dalam polimerisasi menghasilkan stirena-butadiena lateks digunakan untuk karpet, selang dan segel gasket (American Chemistry Council, 2019). Senyawa butadiena dalam industri digunakan sebagai bahan baku pabrik polimer seperti *synthetic rubbers* atau *elastomer*, *styrene butadiene rubber*, *polybutadiene rubber (PBR)*, *polychloropene* (neoprene) dan *nitrile rubber (NR)* (American Chemistry Council, 2019).

Reaksi n-butana menjadi 1,3-butadiena dilakukan dengan dua tahap reaksi. Reaksi pertama merupakan reaksi dehidrogenasi non oksidatif n-butana menjadi n-butena menggunakan katalis *chromium vanadium* ($\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{VO}$). Reaksi kedua merupakan reaksi dehidrogenasi oksidatif n-butena menjadi 1,3-butadiena dengan katalis *zinc ferrit* (ZnFe_2O_4).

1. Reaksi Pertama :

Reaksi Utama



Konversi : 50,5%

Selektivitas : 98,4%

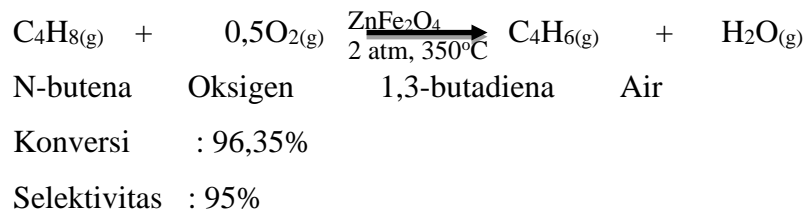
(US Patent 2007167661 A1)

Reaksi dehidrogenasi non oksidatif n-butana terjadi pada kondisi operai tekanan 3 atm dan suhu 550°C dengan sifat reaksi endotermis dan reversibel. Reaksi ini menggunakan reaktor yang beroperasi secara adiabatik non-isotermal, dimana kebutuhan panas reaksi dipenuhi oleh reaksi oksidasi hidrogen. Panas reaksi oksidatif oksigen akan meningkatkan panas sensible produk sehingga suhu keluaran dari reaktor

meningkat. Reaksi berlangsung dalam fase gas dan katalis yang digunakan dalam fase padat sehingga reaktor yang digunakan berupa reaktor *fixed bed*.

(US Patent 7,034,192 B2)

2. Reaksi Kedua



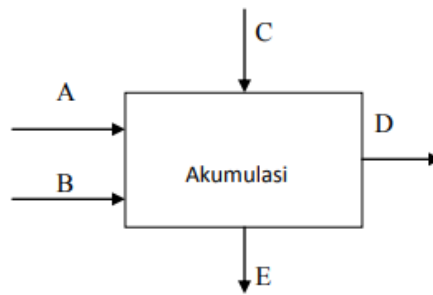
(US Patent 200710167661 A1)

Reaksi dehidrogenasi oksidatif n-butena dilakukan pada tekanan 2 atm pada suhu 350°C dengan sifat eksotermis dan irreversibel. Reaksi dioperasikan pada reaktor secara isothermal, dimana suhu dijaga pada 350°C sehingga dibutuhkan pendingin berupa dowtherm untuk menjaga suhu reaktor. Fase reaksi dehidrogenasi oksidatif adalah fase gas dengan menggunakan katalis yang memiliki fase padat. Reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitube* karena untuk mengoptimalkan proses perpindahan panas pada reaktor dan mengurangi kemungkinan terjadinya hotspot pada katalis yang digunakan. Suhu katalis pada reaktor tidak melebihi 450°C karena akan mengalami kerusakan dan suhu tidak dibawah 220°C karena reaksi akan berjalan lambat.

(US Patent 7,034,195 B2)

2.2 Neraca Massa

Neraca massa merupakan suatu perhitungan dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan yang keluar dalam waktu tertentu. Pernyataan tersebut sesuai dengan hukum kekekalan massa yaitu: massa tidak dapat dijelmakan atau dimusnahkan. Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan-persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui. Persamaan neraca massa secara umum dapat dilihat pada Gambar 2.1 berikut:



Gambar 2.1 Diagram Neraca Massa

Persamaan neraca massa:

Massa masuk = massa keluar + massa yang terakumulasi

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E + M_{\text{akumulasi}}$$

Bila tidak ada massa yang terakumulasi, maka persamaan menjadi:

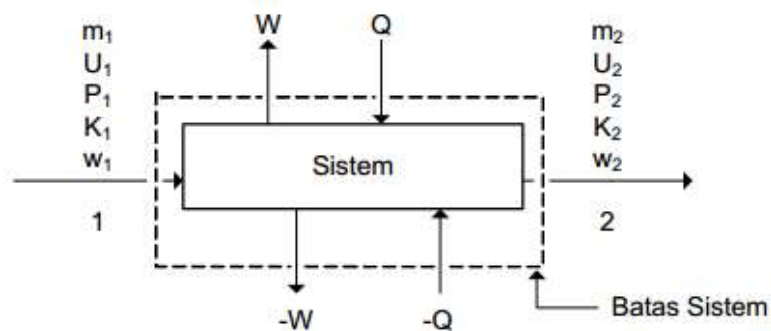
Massa masuk = massa yang keluar

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E$$

2.3 Neraca Panas

Neraca energi merupakan cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam suatu sistem, Perhitungan neraca energi dilakukan berdasarkan hukum pertama termodinamika, atau biasa disebut dengan hukum kekekalan energi.

Secara umum proses perpindahan energi pada sistem digambarkan pada gambar 2.2 dibawah ini:



Gambar 2.2 Proses Perpindahan Energi Pada Sistem

Persamaan neraca energi secara umum dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\{(\text{Energi masuk}) - (\text{Energi keluar}) + (\text{Generasi energi}) - (\text{Konsumsi energi})\} = \{\text{Akumulasi energi}\}$$

(Himmelblau, 1996)

Energi secara umum yang terlibat berupa energi Energi (Q) dan kerja (W).

Gambar 2.2 menunjukkan proses perpindahan energi pada suatu sistem. Pada keadaan 1, suatu materi atau bahan memiliki empat buah energi yaitu energi kinetik (K_1), energi potensial (P_1), energi dalam (U_1), dan energi berupa kerja p_1v_1 (w_1) serta memiliki laju alir massa m_1 . Materi atau bahan tersebut kemudian melewati sebuah sistem tertentu, dimana materi atau bahan tersebut membutuhkan energi dari luar berupa Energi ($-Q$) dan kerja ($-W$) atau sebaliknya, dapat menghasilkan energi berupa Energi (Q) dan kerja (W). Setelah melewati sistem, bahan atau materi tersebut berada pada keadaan 2, dimana materi tersebut memiliki energi berupa energi kinetik (K_2), energi potensial (P_2), energi dalam (U_2), dan energi berupa kerja p_2v_2 (w_2) serta memiliki laju alir massa m_2 .

Sehingga persamaan neraca energi secara umum menjadi :

$$(U_1 + K_1 + P_1)m_1 - (U_2 + K_2 + P_2)m_2 + Q + W + w_1 - w_2 = \Delta E$$

$$(U_1 + K_1 + P_1)m_1 - (U_2 + K_2 + P_2)m_2 + Q + W + (p_1v_1)m_1$$

$$- (p_2v_2)m_2 = \Delta E$$

Jika tidak ada perubahan laju alir massa dimana $m_1 = m_2 = m$ dan tidak terjadi akumulasi energi pada sistem, maka persamaan tersebut dapat disederhanakan menjadi :

$$\{(U_2-U_1) + (K_2-K_1) + (P_2-P_1) + (p_2v_2) - (p_1v_1)\}m = Q + W$$

$$\{\Delta U + \Delta E_k + \Delta P + \Delta p_v\}m = Q + W$$

Apabila sistem berada pada tekanan tetap sehingga terdapat hubungan ΔH ,

$$\Delta H = \Delta U + \Delta p_v$$

(Smith, 2001)

$$\{\Delta H + \Delta E_k + \Delta P\}m = Q + W$$

(Himmelblau, 1996)

Steady state berarti akumulasi dalam sistem =0

Jika pada sistem perubahan energi kinetik dan energi potensial sangat kecil dibandingkan energi yang timbul akibat adanya reaksi maka nilai ΔE_k dan ΔP dapat diabaikan (bernilai nol) dan jika tidak ada kerja yang diberikan atau dihasilkan ke dan dari sistem maka persamaan neraca energi tersebut menjadi,

$$Q = -W$$

Hal tersebut berarti semua kerja yang dilakukan pada sistem tertutup, *steady-state* akan ditransfer keluar sebagai panas (-Q). Akan tetapi tidak terjadi sebaiknya, Q tidak selalu dengan kerja yang dilakukan oleh sistem (-W).

Jika tidak ada Energi yang timbul akibat perubahan fasa materi pada suatu sistem maka,

$$\Delta H \cdot m = Q$$

$$\Delta H = H_{\text{produk}} - H_{\text{reaktan}}$$

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^{T_2} C_p dT_{\text{produk}} - n \int_{T_{\text{ref}}}^{T_2} C_P dT_{\text{reaktan}}$$

Keterangan :

ΔH = Perubahan Energi (kJ/kmol)

Q = Energi panas (kJ)

m = Kuantitas Materi (kmol)

Cp = Kapasitas panas (KJ/mol.K)

2.4 Distilasi

Distilasi merupakan proses pemisahan yang paling banyak digunakan dalam industri kimia. Proses pemisahan ini berdasarkan perbedaan kemudahan menguap relatif antara komponen yang akan dipisahkan (Hartanto dkk, 2017). Menurut Wahyudi dkk (2017), distilasi sederhana merupakan suatu teknik pemisahan untuk memisahkan dua atau lebih komponen zat cair yang memiliki perbedaan titik didih, juga perbedaan kecenderungan sebuah zat untuk berubah fase menjadi gas (*volatile*). Distilasi menjadi metode yang paling umum digunakan dalam proses pemisahan campuran homogen dengan metode pemisahan menggunakan perbedaan titik didih dan jagan volatilitas antar komponen dalam suatu campuran, tetapi distilasi pada prosesnya memerlukan energi yang tinggi meskipun demikian terdapat banyak keuntungan jika proses pemisahan menggunakan distilasi diantaranya:

1. Distilasi memiliki kemampuan untuk mengatasi berbagai aliran umpan masuk, tidak hanya cocok untuk aliran yang rendah tetapi distilasi juga cocok untuk aliran yang sangat tinggi. Sehingga dapat menyesuaikan dengan rancangan pengguna.

2. Distilasi memiliki kemampuan untuk memisahkan jenis campuran dengan berbagai macam konsentrasi dan juga produk hasil pemisahan relatif murni.
3. Memiliki kemampuan untuk memisahkan produk dengan kemurnian yang tinggi, jika menggunakan alternatif pemisahan selain distilasi biasanya hanya melakukan sebagian pemisahan saja dan tidak dapat menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi (Smith dan Jobson, 2000).

2.5 Prinsip Distilasi

Dalam suatu campuran terdapat beberapa komponen yang memiliki karakteristik titik didih yang berbeda, oleh karena itu proses pemisahan dengan distilasi sangat bergantung pada tekanan uap campuran. Berikut adalah hal-hal yang berkaitan dengan tekanan uap:

- a. Input energi akan menaikkan tekanan uap
- b. Tekanan uap berkaitan dengan proses mendidih
- c. Mudah atau tidaknya cairan untuk mendidih bergantung pada volatilitasnya.
- d. Komponen dengan tekanan uap tinggi (mudah menguap) akan mendidih pada temperatur yang lebih rendah.
- e. Tekanan uap dan titik didih suatu campuran berkaitan dengan jumlah relatif komponen-komponen dalam campuran.
- f. Proses distilasi terjadi karena perbedaan volatilitas (kemudahan suatu zat berybah fase menjadi gas) komponen-komponen dalam campuran.

Untuk dapat menyelesaikan kasus perancangan distilasi harus tersedia data-data kesetimbangan uap-cair sistem. Data kesetimbangan uap cair dapat berupa tabel atau diagram. Tiga macam diagram keseimbangan yang diperlukan dalam perancangan yakni:

a. Diagram Titik Didih

Diagram titik didih merupakan diagram yang menyatakan hubungan antara temperatur dengan komposisi uap dan cairan yang berkesetimbangan. Di dalam diagram titik didih tersebut terdapat kurva cair jenuh dan uap jenuh. Kedua kurva ini membagi daerah didalam diagram menjadi 3 bagian, yakni:

1. Daerah satu fase yaitu daerah cairan yang terletak dibawah kurva cair jenuh.
2. Daerah satu fase yaitu daerah uap yang terletak diatas kurva uap jenuh.

3. Daerah dua fase yaitu daerah uap jenuh dan cair jenuh yang terletak diantara kurva cair jenuh dan kurva uap jenuh.

b. Diagram Kesetimbangan Uap-Cair

Diagram kesetimbangan uap-cair adalah diagram yang menyatakan hubungan keseimbangan antara komposisi uap dengan komposisi cairan. Diagram keseimbangan uap-cair dengan mudah digambar jika tersedia titik didih komponen.

c. Diagram Entalpi Komposisi

Diagram entalpi komposisi adalah diagram yang menyatakan hubungan antara entalpi dengan komposisi suatu sistem pada tekanan tertentu. Didalam diagram tersebut terdapat dua buah kurva yaitu kurva cair jenuh dan kurva uap jenuh. Setiap titik pada kurva cair jenuh dihubungkan dengan garis hubungan *tie line* dengan titik tertentu pada kurva uap jenuh, dimana titik-titik tersebut dalam keadaan keseimbangan. Dengan adanya kedua kurva tersebut daerah didalam diagram terbagi menjadi tiga daerah yakni:

1. Daerah cairan yang terletak dibawah kurva cair jenuh.
2. Daerah uap yang terletak diatas kurva uap jenuh.
3. Daerah cairan dengan uap yang terletak diantara kurva cair jenuh dengan kurva uap jenuh.
4. Dibawah kurva cair jenuh terdapat isoterm – isoterm yang menunjukkan entalpi cairan pada berbagai macam komposisi pada berbagai temperatur (Komariah dkk, 2009).

2.6 Klasifikasi Distilasi

Terdapat berbagai jenis distilasi yang memiliki kegunaan masing-masing. Menurut Sinnott (2005) distilasi diklasifikasi sebagai berikut:

- a. Distilasi berdasarkan prosesnya terbagi menjadi dua, yaitu distilasi kontinyu dan distilasi batch.
- b. Berdasarkan tekanan operasinya terbagi menjadi tiga yaitu distilasi atmosferis (0,4 – 5,5 atm mutlak), distilasi vakum (≤ 300 mmHg pada bagian atas kolom), dan distilasi tekanan (≥ 80 psia pada bagian atas kolom).

- c. Berdasarkan komponen penyusunnya terbagi menjadi dua, yakni distilasi sistem biner dan distilasi sistem multi komponen.
- d. Berdasarkan sistem operasinya terbagi menjadi dua, yakni *single-stage distillation* dan *multi stage distillation*.

Pada umumnya distilasi juga dapat dibedakan menjadi tiga jenis yaitu:

1. Distilasi Kilat (*Flash Distillation*)

Distilasi kilat merupakan distilasi *continue* satu tahap tanpa refluks. Distilasi kilat ini terdiri dari penguapan sebagian dari suatu zat cair sedemikian rupa sehingga uap yang keluar berada dalam keseimbangan dengan zat cair yang tersisa. Uap tersebut dipisahkan dari zat cair dan dikondensasikan. Distilasi ini digunakan untuk memisahkan komponen-komponen yang memiliki perbedaan titik didih yang cukup tinggi. Distilasi ini tidak efektif untuk memisahkan komponen – komponen yang volatilitasnya sebanding.

2. Distilasi *continue* dengan Refluks

Hampir sama dengan *flash distillation* hanya saja dalam proses distilasi dengan refluks komponen produk yang dihasilkan menjadi lebih murni, karena semakin banyak refluks maka kemurnian produk yang dihasilkan semakin tinggi.

3. Distilasi vakum

Distilasi vakum adalah distilasi yang tekanan operasinya 0,4 atm (300 mmHg absolut) atau dibawah tekanan atmosfer (1 atm). Distilasi vakum biasanya digunakan jika senyawa yang ingin didistilasi tidak stabil, artinya dapat terdekomposisi sebelum atau mendekati titik didihnya atau campuran yang memiliki titik didih diatas 150 °C.

2.7 Faktor – faktor yang Mempengaruhi Operasi

Menurut Sinnott (2005) Kinerja kolom distilasi ditentukan oleh beberapa faktor, faktor yang mempengaruhi diantaranya adalah:

1. Kondisi *feed*

Kondisi *feed* dan keadaan campuran berpengaruh terhadap garis operasi dan jumlah stage yang digunakan dalam pemisahan distilasi, selain itu juga mempengaruhi lokasi *feed tray* atau letak posisi feed masuk kedalam distilasi.

2. Kondisi refluks

Pemisahan semakin baik jika menggunakan sedikit tray untuk mendapatkan tingkat pemisahan. Tray minimum dibutuhkan dibawah kondisi total reflux, yakni tidak ada penarikan distilat. Sebaliknya reflux berkurang maka garis operasi untuk bagian rektifikasi bergerak terhadap garis kesetimbangan.

3. Kondisi aliran uap

Kondisi aliran uap yang merugikan dapat menyebabkan berbagai hal berikut:

a. *Foaming*

Mengacu pada ekspansi *liquid* melewati uap atau gas. Walaupun menghasilkan kontak antar fase liquid-uap yang tinggi, foaming berlebihan sering mengarah pada terbentuknya liquid pada *tray*.

b. *Entrainment*

Mengacu pada *liquid* yang terbawa uap atau gas menuju tray di atasnya dan disebabkan laju alir uap yang tinggi menyebabkan efisiensi *tray* berkurang. Bahan yang sukar menguap terbawa menuju plate yang menahan liquid dengan bahan yang mudah menguap. Dapat mengganggu kemurnian distilat, *entrainment* berlebihan dapat menyebabkan *flooding*.

c. *Weeping / Dumping*

Fenomena ini disebabkan aliran uap yang rendah. Tekanan yang dihasilkan uap tidak cukup untuk menahan *liquid* pada *tray*. Karena itu liquid mulai merembes melalui perforasi.

d. *Flooding*

Flooding terjadi karena aliran uap berlebih yang menyebabkan *liquid* terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan *liquid* yang tertahan pada *plate* di atasnya. *Flooding* ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan.

Jumlah *tray* aktual yang diperlukan untuk pemisahan khusus ditentukan oleh efisiensi *plate* dan *packing*. Semua faktor yang menyebabkan penurunan efisiensi *tray* juga akan mengubah kinerja kolom. Efisiensi *tray* dipengaruhi oleh foaming, korosi, dan laju, dimana ini terjadi bergantung pada sifat liquid yang diproses. Material yang sesuai harus dipakai dalam pembuatan *tray*.

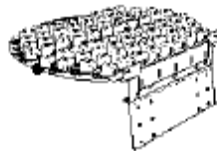
2.8 Tipe Kolom Distilasi

1. Tray dan plate

Istilah *tray* dan *plate* adalah sama. Ada beberapa jenis tipe desain *tray*, tetapi yang paling umum digunakan adalah:

a. *Bubble cap tray*

Bubble-cap biasanya didesain diatas *plate* pada sudut equilateral triangular, dengan baris yang disesuaikan secara normal dengan arah aliran menyilang *plate*. *Bubble cap tray* mempunyai tingkat-tingkat atau cerobong yang terpasang diatas *hole* (lubang), dan sebuah cap yang menutupi cerobong. *Bubble cap tray* digunakan pada kondisi aliran rendah, dimana *tray* harus tetap basah kecuali kondisi bentuk polymer, *coking*, atau *fouling* yang tinggi.



Gambar 2.3 Bubble cap Tray

b. *Valve tray*

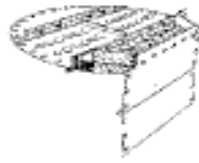
Pada *valve tray* perforasi (lubang-lubang kecil) ditutupi dengan *valve* yang mudah dilepas. Uap naik melalui perforasi pada *tray*, *bubble* pada liquid berbentuk sama. *Valve* yang terangkat menunjukkan uap mengalir horisontal kedalam liquid.



Gambar 2.4 Valve Tray

c. *Sieve tray*

Sieve tray adalah *plate* metal sederhana dengan dengan lubang diantaranya. Uap lewat keatas melalui liquid pada *plate*. Jumlah dan ukuran lubang menjadi parameter desain.



Gambar 2.5 *Sieve Tray*

2. *Packing*

Ada kecenderungan untuk meningkatkan pemisahan dengan penambahan penggunaan *tray* dengan *packing*. *Packing* adalah peralatan pasif yang didesain untuk meningkatkan kontak *area interfacial* uap-liquid.

2.9 **Sieve Tray Distillation**

Sieve tray dirancang untuk membuat uap hasil yang mengalir naik mengalami kontak dengan cairan yang mengalir kebawah. Cairan yang mengalir melintasi *tray* dan melewati *weir* ke *downcomer* menuju ke *tray* dibawahnya. Oleh karena itu pola aliran pada setiap *tray* adalah silang (*crossflow*). *Sieve tray* adalah plate logam dengan lubang – lubang didalamnya.

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Diperoleh hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas prarancang pabrik 1,3-butadiena yang telah dimuat dalam pembahasan.
2. Dari hasil perancangan distilasi diketahui tinggi menara distilasi 6,3913 m, dengan diameter 1,1555 m.
3. Diketahui jumlah plate hasil rancangan sebanyak 21 buah, lokasi umpan di plate ke 10 dari bawah kolom distilasi.

5.2 Saran

1. Perlu diperhatikan data *properties* komponen yang digunakan dalam perhitungan.
2. Perlu diperhatikan perubahan fase komponen setiap proses.
3. Perlu variasi perhitungan berbagai plate untuk mengetahui hasil rancangan menara distilasi.

DAFTAR PUSTAKA

- American Chemistry Council. 2019. *Butadiene Product Summary*. Retrieved January 14, 21019, from Washington DC: American Chemistry website: <https://www.americanchemistry.com/Butadiene-ProductSummary/%0AAmerican>
- Brownell and Young. 1959. *Process Equipment Design*. United States of America: John Wiley & Sons, Inc
- Hartanto Yansen, Herry Santoso, Sandy Wijaya, Sandy Wijaya, Andrew Mardone. 2017. *Distilasi Ekstraktif pada Pemisahan Aseton dan Metanol*. Jurnal Integrasi Proses Vol. 6, No. 4, 168 – 175.
- Himmleblau, David M. 1996. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Prentice-Hall, Inc: New Jersey.
- Komariah, L. N. Ramdja, A. F. Nicky, Leonard. 2009. *Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri*. Jurnal Teknik Kimia, Vol. 16, No.4.
- Nasruddin. (2018). Sifat Mekanik Rubber Waves dari Komposit Karet Alam dan Karet Sintesis Menggunakan Multi Filler. Jurnal Dinamika Penelitian Industri, 29(1), 35–45.
- Nuyah. (2011). Pengaruh Penggunaan SBR dan NR Terhadap Sifat Fisika Kompon Karet Packing Cap Radiator. Jurnal Dinamika Penelitian Industri, 22(1), 52–57.
- Sinnot, R.K. 2005. *Coulson and Richardson's: Chemical Engineering Design, Vol 6 4th ed*. Elsevier Ltd. Oxford.
- Smith dan Jobson. 2000. *Distillation*. Department of Process Integration. Manchester, UK.
- Smith, J.M, Van Ness, H.C, Abbott, M.M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed*. The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.
- US 2007/0167661 A1. (2007). Method For The Production Of Butadiene.
- US 7034195 B2. (2006). Method For The Production Of Butadiene From N-Butane.

- Wahyudi, N.T. Faris, F. I. Irwan Kurniawan. Ari, S. S. 2017. *Rancangan Alat Distilasi untuk Menghasilkan Kondensat dengan Metode Distilasi Satu Tingkat*. Jurnal Chemurgy, Vol. 01, No. 2.
- Wibowo, H. B. (2011). Analisis Metode Produksi Butadiena yang Efisien Diterapkan di Indonesia. *Majalah Sains Dan Teknologi Dirgantara*, 6(3), 77–85.