

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PROPILLEN OKSIDA DARI
PROPENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN**



Isdianti Permata

NIM 03031381520054

Liyan Fajar Gintara

NIM 03031381520077

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS SRIWIJAYA

2019

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PROPILLEN OKSIDA
DARI PROPENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

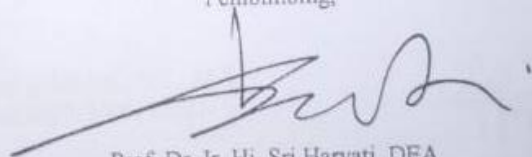
Oleh:

Isdianti Permata
NIM 03031381520054

Liyani Fajar Gintara
NIM 03031381520077

Palembang, 29 Juli 2019

Pembimbing,



Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA
NIP 195610241981032001

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. N. Syaiful, DEA
NIP 195810031986031003

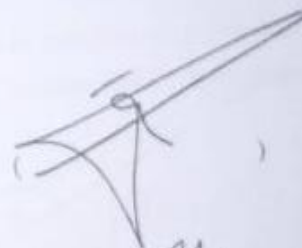
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Oksida dari Propena dan Hidrogen Peroksida dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan **Isdianti Permata dan Liyan Fajar Gintara** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada 15 Juli 2019.

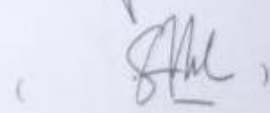
Palembang, 15 Juli 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

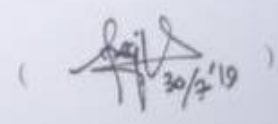
1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP 195810031986031003

()

2. Ir. Siti Miskah, M.T.
NIP 195602241984032002

()

3. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.
NIP 197502012000122001

( 30/7'19)

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

Isdianti Permata	03031381520054
Liyan Fajar Gintara	03031381520077

Judul:

**“PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA
DARI PROPENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS
60.000 TON/TAHUN”**


Mahasiswa di atas telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 15 Juli 2019.

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP 195810031986031003
2. Ir. Siti Miskah, M.T.
NIP 195602241984032002

(.....)

(.....)

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Isdianti Permata

NIM : 03031381520054

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Oksida dari
Propena dan Hidrogen Peroksida dengan Kapasitas 60.000
Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Livan Fajar Gintara didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Oktober 2019



Isdianti Permata

NIM. 03031381520054



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Liyan Fajar Gintara

NIM : 03031381520077

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Oksida dari Propena dan Hidrogen Peroksida dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Isdianti Permata didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Oktober 2019



Liyan Fajar Gintara

NIM. 03031381520077



KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Oksida dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan berkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 2) Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S. T., M. T., selaku Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
- 4) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan dukungan dan saran. Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
HALAMAN PERBAIKAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS I	v
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS II	vi
ABSTRAK	vii
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR NOTASI	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xxv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam-macam Proses	2
1.3.1. Proses <i>Chlorohydrin</i>	2
1.3.2. Proses Oksidasi Langsung	3
1.3.3. Proses Hidroperoksida	3
1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia	4
1.4.1. Propena (Propilena)	4
1.4.2. Hidrogen Peroksida	5
1.4.3. Asetonitril	6

1.4.4. Air	6
1.4.5. Kalium Hidroksida	7
1.4.6. Propilen Oksida	7
BAB II PERENCANAAN PABRIK	9
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	9
2.2. Pemilihan Bahan Baku	9
2.3. Penentuan Kapasitas	10
2.4. Pemilihan Proses	12
2.5. Uraian Proses	12
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	15
3.1. Lokasi Pabrik	15
3.1.1. Penyediaan Bahan Baku Produksi	15
3.1.2. Pemasaran	16
3.1.3. Keadaan Lingkungan dan Iklim	17
3.1.4. Utilitas	17
3.1.5. Tenaga Kerja	17
3.1.6. Pengolahan Limbah	17
3.2. Tata Letak Peralatan	18
3.3. Tata Letak Pabrik	18
3.4. Luas Area Pabrik	20
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	21
4.1. Neraca Massa	21
4.1.1. Neraca Massa Mixing Point-01 (MP-01)	21
4.1.2. Neraca Massa Mixing Point-02 (MP-02)	21
4.1.3. Neraca Massa Mixing Tank-01 (MT-01)	22

4.1.4.	Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)	22
4.1.5.	Neraca Massa Kolom Destilasi-01 (KD-01)	23
4.1.6.	Neraca Massa Kondensor-01 (CD-01)	23
4.1.7.	Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01)	24
4.1.8.	Neraca Massa Kolom Destilasi-02 (KD-02)	24
4.1.9.	Neraca Massa Kondensor-02 (CD-02)	25
4.1.10.	Neraca Massa Reboiler-02 (RB-02)	25
4.1.11.	Neraca Massa Kolom Destilasi-03 (KD-03)	26
4.1.12.	Neraca Massa Kondensor-03 (CD-03)	26
4.1.13.	Neraca Massa Reboiler-03 (RB-03)	27
4.2.	Neraca Panas	27
4.2.1.	Neraca Panas Mixing Point-01 (MP-01)	27
4.2.2.	Neraca Panas Mixing Point-02 (MP-02)	27
4.2.3.	Neraca Panas Mixing Tank-01 (MT-01)	28
4.2.4.	Neraca Panas Heat Exchanger-01 (HE-01)	28
4.2.5.	Neraca Panas Reaktor-01 (R-01)	28
4.2.6.	Neraca Panas Cooler-01 (C-01)	29
4.2.7.	Neraca Panas Kolom Destilasi-01 (KD-01)	29
4.2.8.	Neraca Panas Kondensor-01 (CD-01)	29
4.2.9.	Neraca Panas Cooler-02 (C-02)	30
4.2.10.	Neraca Panas Accumulator-01 (ACC-01)	30
4.2.11.	Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01)	30
4.2.12.	Neraca Panas Chiller-01 (CH-01)	31
4.2.13.	Neraca Panas Kolom Destilasi-02 (KD-02)	31
4.2.14.	Neraca Panas Kondensor-02 (CD-02)	31

4.2.15. Neraca Panas Accumulator-02 (ACC-02)	32
4.2.16. Neraca Panas Cooler-03 (C-03)	32
4.2.17. Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02)	32
4.2.18. Neraca Panas Chiller-02 (CH-02)	33
4.2.19. Neraca Panas Kolom Destilasi-03 (KD-03)	33
4.2.20. Neraca Panas Kondensor-03 (CD-03)	33
4.2.21. Neraca Panas Chiller-03 (CH-03)	34
4.2.22. Neraca Panas Accumulator-03 (ACC-03)	34
4.2.23. Neraca Panas Reboiler-03 (RB-03)	34
4.2.24. Neraca Panas Chiller-04 (CH-04)	35
BAB V UTILITAS	36
5.1. Unit Penyediaan <i>Steam</i>	36
5.1.1. <i>Steam</i> Pemanas	36
5.1.2. <i>Steam</i> Penggerak Turbin	37
5.1.3. Total Kebutuhan <i>Steam</i>	37
5.2. Unit Penyediaan Air	38
5.2.1. Air Pendingin	38
5.2.2. <i>Boiler Feed Water</i> (BFW)	40
5.2.3. Air Domestik	40
5.2.4. Total Kebutuhan Air	42
5.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik	42
5.3.1. Peralatan Pabrik	42
5.3.2. Penerangan Pabrik	43
5.3.3. Total Kebutuhan Listrik	43
5.3.4. Generator	44

5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	44
5.4.1. Generator	44
5.4.2. Boiler	45
5.4.3. Total Kebutuhan Bahan Bakar	46
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	47
6.1. Tangki-01 (T-01)	47
6.2. Tangki-02 (T-02)	47
6.3. Tangki-03 (T-03)	48
6.4. Tangki-04 (T-04)	48
6.5. Tangki-05 (T-05)	49
6.6. Mixing Tank-01 (MT-01)	50
6.7. Heat Exchanger-01 (HE-01)	51
6.8. Reaktor-01 (R-01)	51
6.9. Cooler-01 (C-01)	52
6.10. Kolom Destilasi-01 (KD-01)	53
6.11. Condensor-01 (CD-01)	54
6.12. Cooler-02 (C-02)	55
6.13. Accumulator-01 (ACC-01)	55
6.14. Reboiler-01 (RB-01)	56
6.15. Chiller-01 (CH-01)	57
6.16. Kolom Destilasi-02 (KD-02)	58
6.17. Condensor-02 (CD-02)	59
6.18. Cooler-03 (C-02)	59
6.19. Accumulator-02 (ACC-02)	60
6.20. Reboiler-02 (RB-02)	61

6.21. Chiller-02 (CH-02)	62
6.22. Kolom Destilasi-03 (KD-03)	62
6.23. Condensor-03 (CD-03)	64
6.24. Chiller-03 (CH-03)	64
6.25. Accumulator-03 (ACC-03)	65
6.26. Reboiler-03 (RB-03)	66
6.27. Chiller-04 (CH-04)	67
6.28. Pompa-01 (P-01)	67
6.29. Pompa-02 (P-02)	68
6.30. Pompa-03 (P-03)	69
6.31. Pompa-04 (P-04)	70
6.32. Pompa-05 (P-05)	71
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	72
7.1. Bentuk Perusahaan	72
7.2. Struktur Organisasi	73
7.2.1. Organisasi Lini	73
7.2.2. Organisasi Fungsional	73
7.2.3. Organisasi Garis dan Staf	73
7.3. Tugas dan Wewenang	75
7.3.1. Dewan Komisaris	75
7.3.2. Direktur	76
7.3.3. Manajer Teknik dan Produksi	76
7.3.4. Manajer Keuangan dan Pemasaran	77
7.3.5. Manajer Kepegawaian dan Umum	77
7.4. Sistem Kerja	78

7.4.1. Waktu Kerja Karyawan <i>Non-shift</i>	79
7.4.2. Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	79
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	80
7.5.1. <i>Direct Operating Labor</i>	80
7.5.2. <i>Indirect Operating Labor</i>	81
BAB VIII ANALISA EKONOMI	85
8.1. Profitabilitas (Keuntungan)	86
8.2. Lama Waktu Pengembalian Pinjaman	87
8.2.1. Lama Pengangsuran Hutang	87
8.2.2. <i>Pay Out Time (POT)</i>	89
8.3. Total Modal Akhir	89
8.3.1. <i>Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP)</i>	89
8.3.2. <i>Total Capital Sink (TCS)</i>	90
8.4. Laju Pengembalian Modal	91
8.4.1. <i>Rate of Return on Investment (ROR)</i>	91
8.4.2. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)</i>	91
8.5. <i>Break Even Point (BEP)</i>	92
8.5.1. Metode Matematis	92
8.5.2. Metode Grafis	93
BAB IX KESIMPULAN	96
DAFTAR PUSTAKA	xxvi

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Proses <i>Chlorohydrin</i> , Oksidasi dan Hidroperoksida	4
Tabel 2.1. Data Impor Propilen Oksida di Indonesia	10
Tabel 2.2. Data Impor Propilen Oksida di ASEAN	11
Tabel 2.3. Data Impor Propilen Oksida di ASEAN Tahun 2024	10
Tabel 5.1. Kebutuhan <i>Steam</i> Pemanas	37
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin	38
Tabel 5.3. Kebutuhan Listrik Peralatan Pabrik	42
Tabel 7.1. Pembagian Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	80
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	81
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Pinjaman	88
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi	94

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Data Impor Propilen Oksida di Indonesia	10
Gambar 2.2. Diagram Alir Proses Pembuatan Propilen Oksida	14
Gambar 3.1. Denah Lokasi Pabrik	15
Gambar 3.2. Denah Lokasi dengan Sumber Bahan Baku	16
Gambar 3.3. Denah Lokasi Distribusi Propilen Oksida di Pulau Jawa	16
Gambar 3.4. Denah Lokasi Pabrik dengan Sumber Utilitas	17
Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan Pabrik	18
Gambar 3.6. Tata Letak Pabrik	20
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	84
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	94

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	:	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	:	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	:	Inside diameter, Outside diameter, m
L	:	Panjang accumulator, m
P	:	Tekanan operasi, atm
S	:	Working stress yang diizinkan
t	:	Temperatur Operasi, °C
V	:	Volume total, m ³
V _s	:	Volume silinder, m ³
W	:	Laju alir massa, kg/jam
ρ	:	Densitas, lb/ft ³

2. COOLER, HEAT EXCHANGER, KONDENSOR, REBOILER, CHILLER

A	=	Area perpindahan panas, ft ²
a _a , a _p	=	Area pada annulus, inner pipe, ft ²
a _s , a _t	=	Area pada shell, tube, ft ²
a''	=	external surface per 1 in, ft ² /in ft
B	=	Baffle spacing, in
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
D _e	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft ² /in ²
G _a	=	Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft ²
G _p	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft ²
G _s	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²

G_t	=	Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	=	Percepatan gravitasi
h	=	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F
h_i, h_{io} tube	=	Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	=	Faktor perpindahan panas
k	=	Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	=	Panjang tube, pipa, ft
$LMTD$	=	Logaritmik Mean Temperature Difference, °F
N	=	Jumlah baffle
N_t	=	Jumlah tube
P_T	=	Tube pitch, in
ΔP_r	=	Return drop sheel, Psi
ΔP_s	=	Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	=	Penurunan tekanan tube, Psi
ID	=	Inside Diameter, ft
OD	=	Outside Diameter, ft
ΔP_T	=	Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	=	Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	=	Dirt factor, Btu/jam.ft ² .°F
R_e	=	Bilangan Reynold, dimensionless
s	=	Specific gravity
T_1, T_2	=	Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	=	Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	=	Temperatur rata-rata fluida panas, °F

t_c	=	Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	=	Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W	=	Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	=	Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	=	Viscositas, cp

3. KOLOM DISTILASI

A_d	:	Downcomer area, m ²
A_t	:	Tower area, m ²
A_n	:	Net area, m ²
A_a	:	Active area, m ²
A_b	:	Hole area, m ²
A_{da}	:	Aerated area, m ²
C	:	Faktor korosi yang dizinkan, m
C_{sb}	:	Kapasitas vapor, m/det
Dl	:	Clearance, mm
d_h	:	Diameter hole, mm
d_c	:	Diameter kolom, mm
e	:	Total entrainment, kg/det
E	:	Joint efficiency, dimensionless
F	:	Friction factor, dimensionless
F_{iv}	:	Paramater aliran, dimensionless
h_a	:	Aerated liquid drop, m
h_f	:	Froth height, mm
h_w	:	Weir height, mm

h_{σ}	:	Weep point, cm
H	:	Tinggi kolom, m
L _w	:	Weir length
L	:	Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N _m	:	Jumlah tray minimum
ΔP	:	Pressure drop
P	:	Tekanan desain, atm
q	:	Laju alir volume umpan solvent, m ³ /det
Q	:	Laju alir volume umpan gas, m ³ /det
Q _p	:	Aeration factor, dimensionless
R	:	[L/D] reflux ratio, dimensionless
R _h	:	Radius Hydrolic, m
R _m	:	Reflux minimum
Re _h	:	Reynold modulus, dimensionless
S	:	Working stress, N/m ²
S _s	:	Stage umpan
St	:	Jumlah stages
t	:	Tebal dinding vessel, m
T	:	Temperatur operasi, °C
T _{av}	:	Temperatur rata-rata, °C
U _f	:	Kecepatan aerated mass, U _f
V	:	Laju alir massa umpan gas, kg/det
V _d	:	Downcomer velocity, m/det
α	:	Relatif volatil, dimensionless
Δ	:	Liquid gradien, cm

ρ_g	:	Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	:	Densitas liquid, kg/m^3
ψ	:	Fractional entrainment, dimensionless

4. POMPA

A	=	Area alir pipa, in^2
BHP	=	Brake Horse Power, HP
$D_i \text{ opt}$	=	Diameter optimum pipa, in
E	=	Equivalent roughness
f	=	Faktor friksi
FK	=	Faktor keamanan
g_c	=	Percepatan gravitasi, ft/s^2
Gpm	=	Gallon per menit
$H_f \text{ suc}$	=	Total friksi pada suction, ft
$H_f \text{ dis}$	=	Total friksi pada discharge, ft
H_{fs}	=	Skin friction loss
H_{fsuc}	=	Total suction friction loss
H_{fc}	=	Sudden Contraction Friction Loss ($\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$)
H_{fe}	=	Sudden expansion friction loss ($\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$)
ID	=	Inside diameter pipa, in
K_C, K_S	=	Contraction, expansion loss contraction, ft
L	=	Panjang pipa, ft
L_e	=	Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	=	Net positive suction head (ft)
N_{Re}	=	Reynold number, dimension less
P_{vp}	=	Tekanan uap, Psi

Q_f	= Laju alir volumeterik
V_f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, Psi

5. REAKTOR

A_t	= Luas keseluruhan jumlah tube, m^2
A_f	= Free area, m^2
A_s	= Area shell, m^2
a'_t	= Luas area per tube, m^2
B	= Baffle spacing
C_{A_0}	= konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
W_K	= Berat katalis, kg
D_T	= Diameter tube, in
D_R	= Diameter Reaktor, m
F_{A_0}	= Laju alir umpan, $kmol/jam$
H_s	= Tinggi Silinder, m
H_e	= Tinggi Ellipsoidal, m
H_R	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
L_t	= Panjang tube, m
M_{fr}	= Laju alir massa umpan, kg/h
N_t	= Jumlah Tube

OD = Outside Diameter, m
P = Tekanan, atm
 P_T = tube pitch, atm
 Q_f = Volumetric Flowrate Umpan
Re = Bilangan Reynold
S = Working Stress yang diizinkan, atm
T = Temperatur. °C
t = Tebal dinding vessel
 V_s = Volume Shell, m³
 V_K = Volume katalis, m³
 V_R = Volume Total, m³
 V_e = Volume Ellipsoidal, m³
 V_{TR} = Volume tube reaktor, m³
XA = Konversi
 ρ = Densitas
 ϕ = Porositas Katalis
 σ = Diameter Partikel, cm
 ΔP_b = Pressure Drop, kPa

5. TANGKI

C = Tebal korosi yang diizinkan
D = Diameter tangki, m
E = Efisiensi penyambungan, dimensionless
h = Tinggi head, m
H = Tinggi silinder, m

H_T = Tinggi total tangki, m
 P = Tekanan Operasi, atm
 S = Working stress yang diizinkan, Psia
 T = Temperatur Operasi, K
 t = Lama persediaan/penyimpanan, hari
 V_h = Volume ellipsoidal head, m^3
 V_s = Volume silinder, m^3
 V_t = Volume tangki, m^3
 W = Laju alir massa, kg/jam
 ρ = Densitas, kg/m^3

6. MIXING TANK

C = Tebal korosi yang diizinkan
 D = Diameter tangki, m
 E = Efisiensi penyambungan, dimensionless
 h = Tinggi head, m
 H = Tinggi silinder, m
 H_T = Tinggi total tangki, m
 P = Tekanan Operasi, atm
 S = Working stress yang diizinkan, Psia
 T = Temperatur Operasi, K
 t = Lama persediaan/penyimpanan, hari
 V_h = Volume ellipsoidal head, m^3
 V_s = Volume silinder, m^3
 V_t = Volume tangki, m^3

- W = Laju alir massa, kg/jam
- ρ = Densitas, kg/m³
- D_i = Diameter impeller
- L_b = Lebar Baffle
- D_d = Tinggi impeller
- I = Panjang blade impeller
- b = Lebar blade impeller
- N = Kecepatan putar pengaduk

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1 PERHITUNGAN NERACA MASSA	98
LAMPIRAN 2 PERHITUNGAN NERACA PANAS	148
LAMPIRAN 3 SPESIFIKASI PERALATAN	206
LAMPIRAN 4 PERHITUNGAN EKONOMI	493

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Setiap tahun industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan baik dalam kualitas maupun kuantitas, seiring dengan peningkatan kebutuhan di berbagai bidang yaitu industri, ilmu pengetahuan, dan pengembangan teknologi. Industri kimia memiliki pengaruh yang signifikan terhadap jumlah kebutuhan impor dan peluang ekspor, dimana faktor tersebut berdampak kepada perekonomian negara. Ketersediaan bahan baku dalam negeri dan pengembangan proses dapat mempengaruhi perkembangan industri kimia.

Salah satu produk industri yang bahan bakunya ada di Indonesia adalah Propilen Oksida. Propilen oksida banyak digunakan sebagai bahan baku ataupun penunjang dalam proses industri, seperti industri propilen glikol ataupun industri tekstil. Kebutuhan propilen oksida yang diproyeksikan melalui data impor di Indonesia menunjukkan angka sekitar 19.000-30.000 ton per tahun dimana data impor tertinggi ditunjukkan pada tahun 2016 yaitu sebesar 27.160,463 ton (Badan Pusat Statistik, 2019). Senyawa propilen oksida tersebut diimport dari berbagai Negara, seperti, China, Japan atau India (Innovation Group, 2004).

Ketergantungan impor yang besar terhadap beberapa negara menyebabkan devisa negara berkurang, sehingga perlu usaha penanggulangnya. Salah satu cara penanggulangnya dengan mendirikan pabrik propilen oksida. Propilen oksida merupakan senyawa organik kimia yang digunakan sebagai reaksi *intermediet* untuk memproduksi *polyether polyols*, *propene glycol*, *glycol ether* dan beberapa produk lain yang serupa (*glycol*). Berdasarkan penggunaannya yang sangat dibutuhkan dalam industri kimia, maka kebutuhan propilen oksida dari tahun ke tahun akan mengalami peningkatan. (Kirk Othmer, 1996).

Kebutuhan propilen oksida yang belum terpenuhi karena tidak adanya industri kimia di Indonesia, ketersediaan bahan baku pembuatan propilen oksida, dan proses pembuatan propilen oksida yang tergolong sederhana melatarbelakangi pembangunan pabrik propilen oksida di Indonesia. Pendirian pabrik propilen

oksida diharapkan dapat membantu terpenuhinya kebutuhan propilen oksida di Indonesia dan dapat mengekspor untuk membantu devisa negara, serta dapat menambah peranan Indonesia dalam industri kimia. Selain itu pendirian pabrik propilen oksida ini bertujuan untuk memberikan lapangan pekerjaan baru dan memacu berdirinya pabrik pabrik lain terutama pabrik kimia yang memproduksi propilen oksida.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Propilen oksida dengan rumus molekul C_3H_6O pertama sekali ditemukan oleh Oser pada tahun 1861 dan dipolimerkan oleh Levene dan Walti pada tahun 1927. Propilen oksida diproduksi dengan dua dasar proses, yaitu secara tradisional dengan klorohidrin dan hidroperoksida dengan hasil samping tert-butyl alkohol atau stirena (Kirk Othmer, 1978).

Penggunaan propilen oksida di dunia sudah sangat luas salah satunya Badan Pengawas Obat dan Makanan Amerika Serikat yang telah menyetujui penggunaan propilen oksida untuk mempastir almond mentah mulai dari 1 september 2007. Propilen oksida dikonversi sebesar 60 hingga 70 % menjadi polieter poliol melalui proses yang disebut alkoksilasi dan sekitar 20 hingga 30% dihidrolisis menjadi propilen glikol, melalui proses yang dipercepat dengan katalisis asam atau basa. Produk utama lainnya adalah polipropilen glikol, propilen glikol eter dan propilen karbonat.

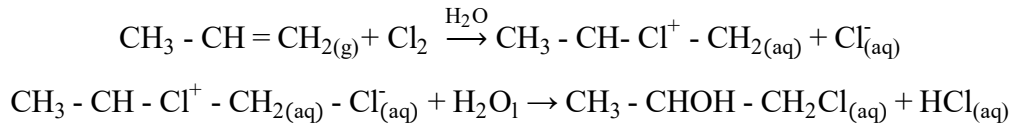
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Propilen Oksida

Pembuatan propilen oksida terdiri dari dua dasar utama yaitu, secara tradisional dengan klorohidrin dan hidroperoksida. Selain dua dasar proses tersebut, propilen oksida juga dapat diproduksi melalui metode oksidasi. Perbandingan antara proses klorohidrin, hidroperoksida dan oksidasi akan ditampilkan pada tabel. 1.1.

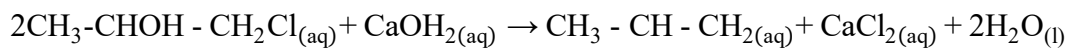
1.3.1. Proses *Chlorohydrin*

Proses *Chlorohydrin* dimana reaksi diawali dengan pembentukan propilen *chlorohydrin* (PCH), kemudian PCH mengalami dehidroklorinasi

membentuk propilen oksida. Reaksi pembentukan PCH dengan mereaksikan gas propilen dan gas klorin serta air membentuk larutan PCH (Ullman, 1978).

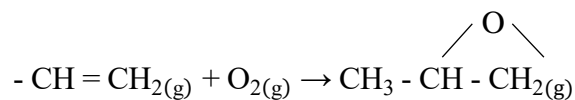


Gas propilen dan gas klorin dicampur dengan perbandingan mol yang sama dalam air yang berlebih untuk membentuk larutan PCH serta larutan HCl. Air yang digunakan tidak hanya berfungsi sebagai reaktan dan media pendingin, tetapi juga sebagai diluen untuk meminimalkan terbentuknya produk samping berupa DPC. Yield dari proses *chlorohydrin* ini sekitar 90-95%. Tekanan operasi yang dijalankan sekitar 1,08 – 1,87 atm. Reaksi terjadi pada suhu sekitar 45-90°C. Selanjutnya PCH yang terbentuk direaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ membentuk propilen oksida. Reaksi ini merupakan reaksi dehidroklorinasi atau saponifikasi.



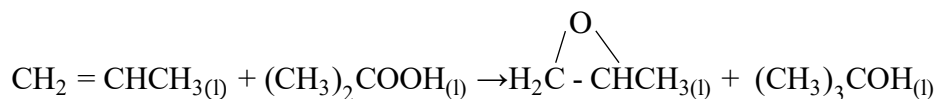
1.3.2. Proses Oksidasi Langsung

Propilen dioksida langsung dengan oksigen untuk membentuk propilen oksida, reaksi berlangsung dalam fase gas dengan suhu 200-350°C dan tekanan 68,05 atm dengan selektivitas 44% (Othmer, 1983).



1.3.3. Proses Hidroperoksida

Pada proses ini propilen (C_3H_6) direaksikan dengan tert-butyl hidroperoksida ($\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_2$) dan katalis molibdenum trioksida (MoO_3) sehingga mengalami epoksidasi menjadi propilen oksida ($\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$) dan hasil samping berupa tert-butyl alkohol ($\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$). Reaksi berlangsung pada fase cair dengan tekanan 40 atm dan suhu 90-120°C serta konversi terhadap propilen mencapai 99%. Reaksi berlangsung pada reaktor *fixed bed*. Reaksi berlangsung secara eksotermis dan adiabatik sehingga tidak diperlukan pendingin (J Handzlik, 1990).



Tabel. 1.1. Perbandingan Proses *chlorohydrin*, oksidasi dan hidroperoksida

Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Chlorohydrin</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Umumnya digunakan untuk proses produksi secara komersial - Tekanan operasi yang digunakan cukup rendah yaitu 1,08-1,87 atm - Yield dari proses ini sekitar 90-95% - Reaktan Ca(OH)_2 mudah diperoleh dan harganya cukup murah 	<ul style="list-style-type: none"> - Reaksi lebih rumit terdiri atas reaksi <i>chlorohydrination</i> (reaksi antara propilen dan gas klorin) dan reaksi epoksidasi (reaksi antara hasil <i>Chlorohydrination</i> dengan Ca(OH)_2)
Oksidasi	<ul style="list-style-type: none"> - Bahan baku yang berupa oksigen tersedia melimpah di udara sehingga dapat diperoleh dengan mudah dan ekonomis 	<ul style="list-style-type: none"> - Konversi yang dicapai hanya 48% - Termasuk pabrik yang beresiko tinggi dengan tekanan operasi yang sangat tinggi sebesar 68 atm
Hidroperoksida	<ul style="list-style-type: none"> - Konversinya 99% - Reaksinya lebih sederhana yaitu antara propilen dan tert-butyl hidroperoksida menjadi propilen oksida dan tert-butyl alkohol 	<ul style="list-style-type: none"> - Harga katalis padat molybdenum trioksida (MoO_3) cukup mahal

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1. Propena (Propilena)

1. Sifat Fisika (*Sumber : Coulson & Richardson's Vol. VI*)

Rumus Molekul : C_3H_6

Berat Molekul	: 42,081 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tanpa Warna
Titik Didih	: 225,43 °K
Titik Beku	: 87,94 °K
Temperatur Kritis	: 364, 76 °K
Tekanan Kritis	: 46,13 bar
Densitas	: 612 kg/m ³

2. Sifat Kimia (Othmer, 1983)

- Hidrasi

Propilen dengan adanya katalis H₂SO₄ akan bereaksi membentuk *isopropyl alcohol*

- Disproporsinasi

Disproporsinasi propilen pada suhu 450°C dan tekanan 17 atm akan menghasilkan etilen dan butilen. Proses berlangsung dengan katalis tungsten.

- Oksidasi Katalitik

Oksidasi propilen dengan katalis PbCl₂ menghasilkan aseton

- Ammoksidasi

Propilen bereaksi dengan ammonia dan udara pada suhu 300-450°C tekanan 5-30 psig dengan katalis *bismuth phosphor molibdate on silica gel*.

- Hidroperoksida

Propilen bereaksi dengan tert-butyl hidroperoksida dengan bantuan katalis MoO₃ membentuk propilen oksida dan hasil samping tert-butyl alkohol.

1.4.2. Hidrogen Peroksida

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul	: H ₂ O ₂
Berat Molekul	: 34,01 gr/mol
Warna	: Tidak berwarna

Fase	: Cair
Densitas	: 1,13 g/cm ³ (20°C)
Titik Didih	: 108 °C
Titik Beku	: -33 °C
Tekanan Uap	: 24 mmHg (20°C)

2. Sifat Kimia (Perry, 1997)

- Oksidator kuat
- Larut pada air

1.4.3. Asetonitril

1. Sifat Fisika (PT. Great Chemical)

Rumus Molekul	: C ₂ H ₃ N
Berat molekul	: 41,05 gr/mol
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih	: 81-82 °C
Titik Lebur	: -46 °C

2. Sifat Kimia (PT. Great Chemical)

- Senyawa stabil yang tidak mudah dioksidasi atau direduksi
- Hidrolisis terjadi dengan adanya asam atau basa membentuk aminda
- Pengurangan menghasilkan etilamin
- Pelarut yang baik untuk asam, basa atau gas
- Asetonitril bereaksi dengan natrium metalik, natrium alkoksida atau natrium aminda

1.4.4. Air

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18.018 gr/mol
Densitas	: 0,9941 gr/dm ³
Titik Didih	: 100°C
Titik leleh	: 0°C
Temperatur kritis	: 374,4 °C

Tekanan Kritis : 217,6 atm

2. Sifat Kimia (Perry, 1997)

- Air merupakan pelarut universal dengan nilai pH 7
- Senyawa yang menggunakan air sebagai pelarut adalah garam, gula, asam dan beberapa molekul organik

1.4.5. Kalium Hidroksida

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul : KOH
Berat Molekul : 56,1056 gr/mol
Densitas : 2,044 gr/cm³
Titik Didih : 1320 °C
Titik Lebur : 360 °C
Kapasitas Panas : 0,75 J/kmol
Kelarutan (air) : 1109 g/L

2. Sifat Kimia (Perry, 1997)

- Termasuk dalam golongan basa kuat
- Bereaksi dengan CO₂ di udara membentuk K₂CO₃ dan air
- Bereaksi dengan asam membentuk garam
- Bereaksi dengan AL₂O₃ membentuk AlO₂ yang larut dalam air
- Bereaksi dengan trigliserida membentuk sabun dan gliserol
- Bereaksi dengan ester membentuk garam dan senyawa alkohol.

1.4.6. Propilen Oksida

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul : C₃H₆O
Berat Molekul : 58,08 gr/mol
Fase : Cair
Densitas : 0,8299 gr/cc
Viskositas : 0,36 cP (10°C)
Titik Didih : 34,23 °C
Titik Leleh : -112,22 °C
Panas Penguapan : 113 kal/gr

2. Sifat Kimia (Kirk & Othmer, 1983 Vol 20)

- Reaksi dengan alkohol dan phenol

Dengan alkohol dan phenol, propilen oksida menghasilkan glikol eter yang akan bereaksi lebih lanjut membentuk di-, tri-, dan polipropilen glikol eter

- Reaksi dengan amina

Propilen oksida direaksikan dengan ammonia tanpa katalis membentuk mono-, di-, tri-, iso propanolamina. Reaksi dengan amina primer menghasilkan amina sekunder dan tersier.

- Reaksi dengan asam organik

Propilen oksida direaksikan dengan asam organik akan menghasilkan glikol monoeter.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2019. *Acetonitrile Industrial Price*. (Online). www.alibaba.com. (Diakses pada: 2 Juni 2019).
- Alibaba. 2019. *Propylene Industrial Price*. (Online). www.alibaba.com. (Diakses pada: 2 Juni 2019).
- Aries, R. S., dan Newton, R. D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York : McGraw Hill Book Company.
- Arthur, K. 2017. *Distillation Fundamentals*. (Online). <https://neutrium.net/unit-operations/distillation-fundamentals/>. (Diakses pada 24 April 2019)
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Data Impor Propilen Oksida dari Tahun 2014-2018*. (Online). <http://www.bps.go.id/linkTableDinamis/view/id/930>. (Diakses pada Tanggal 12 Maret 2019)
- Brown, G. G. 1950. *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers & Distributors.
- Brownell, L. E., dan Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Coulson, J., dan Jack, R. 2003. *Chemical Engineering 3th Edition Volume 6*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Denton, W. I dan Bishop, R. B., 1953. *Production Of Acetonitrile and Other Low Molecular Weighy Nitriles*. Industrial Engineering Chemical.
- Felder, R. M. 2000. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Fogler, S. H. 2004. *Element of Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. New Delhi: Prentice Hall of India.
- Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. United States of America. Prentice-Hall International.
- Hermiyati, R. P., 2018. *Prarancangan Pabrik Propilen Oksida dari Propilen dan Asam Perasetat*. (Online). <http://digilib.unila.ac.id/31310/2/SKRIPSI%20TANPA%20BAB%20PEMBAHASAN.pdf>. (Diakses pada: 20 April 2019).
- Ismail, S., 2002. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang.

- J. M. Smith. 1982. *Chemical Engineering Kinetics*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Karnilawati., 2012. *Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida dengan Proses Hydorperoxide*. (Online). <http://eprints.ums.ac.id/41827/36/BAB%201%20PDF.pdf>. (Diakses pada: 3 April 2019).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kirk, R. E., dan Othmer, D. F., 1978. *Encyclopedia of Chemical Technology*. Vol 1, 2nd edition, A Willey Interscience Publication, New Yoek: John Wiley and Sons
- Kirk, R. E., dan Othmer, D. F., 1983. *Encyclopedia Of Chemical Technology*. 3rd Edition. New York: A Wiley Inter Science Publisher Inc.
- Levenspiel, Octave. 2001. *Chemical Reaction Engineering*. New York: John Wiley & Sons.
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston.
- Matches. 2015. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). www.matche.com. (Diakses 3 Juni 2019).
- Muller, dan Hermann. 2016. *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Weinheim: Wiley-VCH.
- Muller, dan Hermann. 1992. *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry Vol. B4*. Weinheim: Wiley-VCH.
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.
- Peters, M. S. 1991. *Plant Design and Chemical Engineers*. Singapore: McGraw Hill.
- Pilling, M., Holden, dan Bruce, S. 2009. *Choosing Trays and Packings for Distillation*. CEP (Chemical Engineering Progress): 44-50.

- Rianto, L. B., Suci, A., dan Khalifah, S. N., Pengaruh Impregnasi Logam Titanium pada Zeolit Alam terhadap Luas Permukaan Zeolit. *Alchemy Journal*, Vol 2 (1). Oktober 2012, hal: 58-67.
- Riedel, D. 2017. *Process For Preparing Propylene Oxide*. US Patent 9,738,616 B2. Date of Patent: 22 Agustus 2017.
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition: Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford
- Shreve, R. N. 1937. *Chemical Process Industries 5th Edition*. Tokyo: McGraw-Hill Book Kogakusha Ltd.
- Smith, J.M., Van Ness, H. C., 2011. *Chemical Engineering Thermodynamics*. Edisi Keenam, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Sutarto/ 2002. *Dasar-dasar Organisasi*. Yogyakarta: Gaja Mada University Press.
- Trent, D. L., *Propylene Oxide*. (Online). <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/0471238961.1618151620180514.a01.pub2>. (Diakses pada: 27 Maret 2019).
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- Ulfah, N. 2015. *Sistem Pengendalian Manajemen*. (Online). https://www.academia.edu/17207416/Jenis-jenis_struktur_organisasi. (Diakses pada Tanggal (19 April 2019)
- Ullman, 1978. *Propylene Oxida*. (Online). <https://wenku.baidu.com/view/12f52137b52acfc789ebc96f.html>. (Diakses Pada 3 April 2019).
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- UN Comtrade Database. 2016. *Data Impor Propilen Oksida Tahun 2014-2018*. (Online). <https://comtrade.un.org/data>. (Diakses pada Tanggal 12 Maret 2019)
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 19 April 2019)

- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan. (Online). http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf. (Diakses pada Tanggal 19 April 2019)
- Vataruk, W. M., Hall, R. S., dan Matley, J. 2002. Estimating Process Equipment Costs. *Chemical Engineering Journal*. Vol. 95, Hal. 66.
- Vilbrandt, F. C. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. New York: McGraw-Hill.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Winkle, M. V., 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Education.