

## Tentang Penulis



**RENI DESMIARTI** mendapatkan gelar sarjana dari Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya tahun 1998 dan Magister Teknik dari Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Bandung pada tahun 2001. Beliau memperoleh gelar *Doctor Engineering* dari *Mechanical and Civil Engineering of Gifu University, Japan* pada tahun 2009. Saat ini beliau dosen di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang sejak tahun 2009. Beliau memperoleh penghargaan sebagai *presenter excellent from the 11<sup>st</sup> International Summer Symposium at Tokyo Institute of Technology* tahun 2009 dan memperoleh dana dari DIKTI pada tahun 2011 untuk *Program Academic Recharging* di Gifu University dengan judul penelitian *Removal of Micropollutan in Water*. Beliau juga sudah banyak mempublikasikan hasil penelitian melalui seminar dan jurnal baik ditingkat nasional maupun internasional di bidang pengolahan air dan limbah cair.



**ARIADI HAZMI** mendapatkan gelar sarjana dari Jurusan Teknik Elektro Universitas Sriwijaya tahun 1998 dan Magister Teknik dari Jurusan Teknik Elektro Institut Teknologi Bandung pada tahun 2001. Beliau memperoleh gelar *Doctor Engineering* dari *Electrical Engineering of Gifu University, Japan* pada tahun 2008. Saat ini beliau dosen di Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik Universitas Andalas Padang sejak tahun 1999. Beliau memperoleh dana dari DIKTI pada tahun 2010 untuk *Program Academic Recharging* di Gifu University. Beliau juga sudah banyak mempublikasikan hasil penelitian melalui seminar dan jurnal baik ditingkat nasional maupun internasional di bidang petir dan plasma.



Dr. Eng. Reni Desmiarti, ST., MT  
Dr. Eng. Ariadi Hazmi, ST., MT

KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES

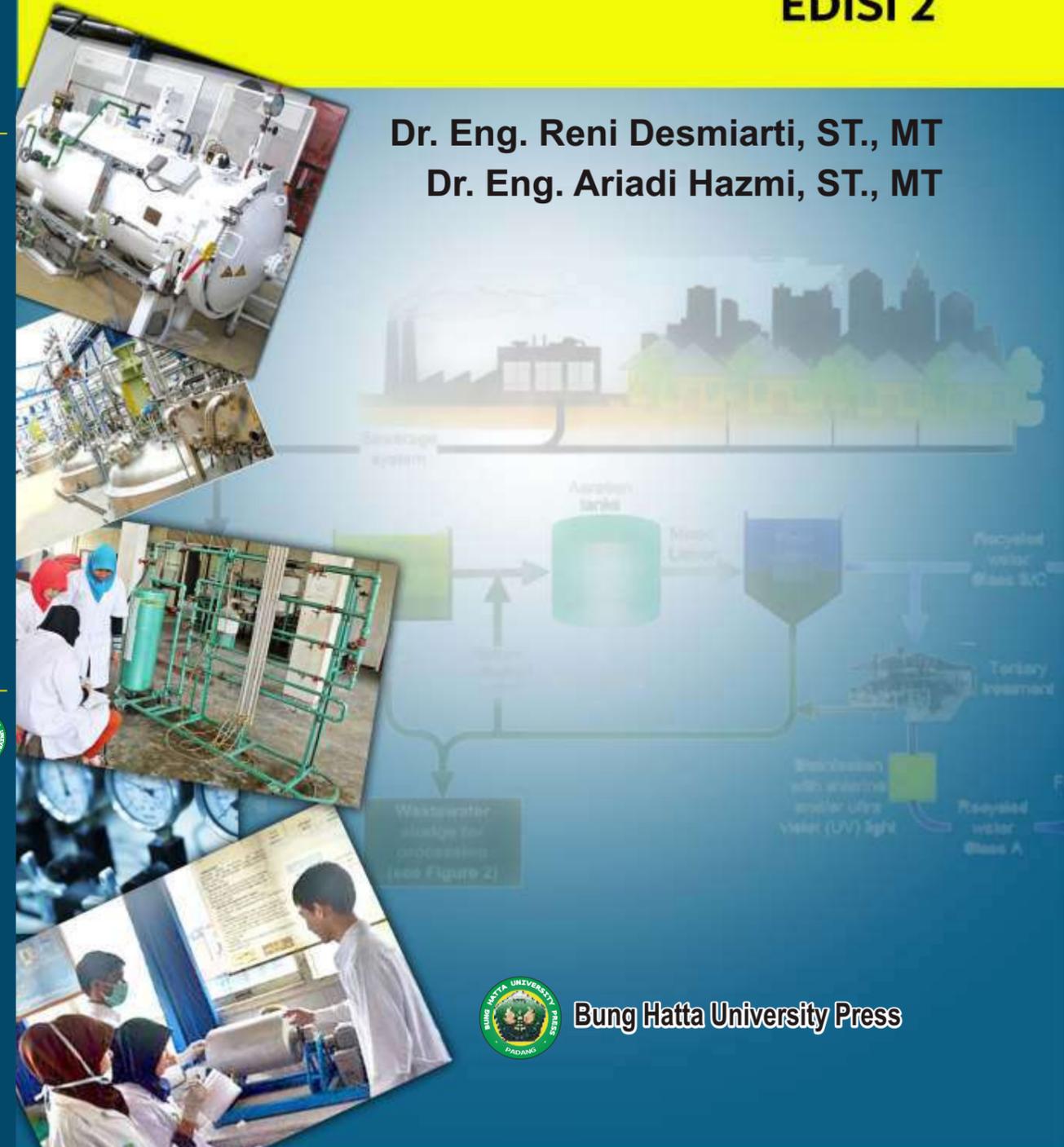


Bung Hatta University Press

# KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES

EDISI 2

Dr. Eng. Reni Desmiarti, ST., MT  
Dr. Eng. Ariadi Hazmi, ST., MT



Bung Hatta University Press

# **KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES**

**EDISI 2**

**Cetakan ke 2**



**BUNG HATTA UNIVERSITY PRESS**

Sanksi pelanggaran pasal 44: Undang-undang No. 7 Tahun 1987 tentang Perubahan atas Undang-undang No. 6 Tahun 1982 tentang hak cipta.

1. Barang siapa dengan sengaja dan tanpa hak mengumumkan atau memperbanyak suatu ciptaan atau memberi izin untuk itu dipidana dengan pidana penjara paling lama 7 (tujuh) tahun dan/atau denda paling banyak Rp. 100.000.000,- (seratus juta rupiah)
2. Barang siapa dengan sengaja menyiarkan, memamerkan, mengedarkan, atau menjual kepada umum suatu ciptaan atau barang hasil pelanggaran hak cipta sebagaimana dimaksud dalam ayat 1 (satu), dipidana dengan pidana penjara paling lama 5 (lima) tahun dan/atau denda paling banyak Rp. 50.000.000,- (lima puluh juta rupiah)

**KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES**

**EDISI 2**

**RENI DESMIARTI**

**ARIADI HAZMI**

**Penerbit**

**Bung Hatta University Press**

**2018**

Judul : **KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES  
EDISI 2**  
Penulis : **RENI DESMIARTI & ARIADI HAZMI**  
Sampul : **RENI DESMIARTI & ARIADI HAZMI**

Perwajahan: Bung Hatta University Press

Diterbitkan oleh Bung Hatta University Press Juni 2018

Alamat Penerbit:

Badan Penerbit Universitas Bung Hatta  
Bung Hatta University Press Gedung Rektorat Lt.III  
(LPPM) Universitas Bung Hatta  
Jl. Sumatra Ulak Karang Padang, Sumbar, Indonesia  
Telp.(0751) 7051678 Ext.323, Fax. (0751) 7055475  
e-mail: lppm\_bunghatta@yahoo.co.id

Hak Cipta dilindungi Undang-undang

Dilarang mengutip atau memperbanyak sebagian atau  
seluruhnya isi buku ini tanpa izin tertulis penerbit

Isi diluar tanggung jawab percetakan

Cetakan Pertama : Juni 2018

Perpustakaan Nasional RI: Katalog Dalam Terbitan (KDT)

**KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES,EDISI 2**

Oleh : **RENI DESMIARTI & ARIADI HAZMI**, Bung Hatta University  
Press, Juni 2018

260 Hlm + xviii ; 18,2 cm

ISBN 978-602-7805-54-5

## SAMBUTAN REKTOR

**V**isi Universitas Bung Hatta adalah menjadikan Universitas Bung Hatta Bermutu dan terkemuka dengan misi utamanya meningkatkan mutu sumberdaya manusia yang berada dalam jangkauan fungsinya. Mencermati betapa beratnya tantangan universitas Bung Hatta terhadap dampak globalisasi, baik yang bersumber dari tuntutan internal dan eksternal dalam meningkatkan daya saing lulusan perguruan tinggi, maka upaya peningkatan kualitas lulusan universitas Bung Hatta adalah suatu hal yang harus dilakukan dengan terencana dan terukur. Untuk mewujudkan hal itu Universitas Bung Hatta melalui Lembaga Penelitian dan Pengabdian Kepada Masyarakat merancang program kerja dan memberikan dana kepada dosen untuk menulis buku, karena kompetensi seorang dosen tidak cukup hanya menguasai bidang ilmunya dengan kualifikasi S2 dan S3, kita diuntut untuk memahami elemen kompetensi yang bisa diaplikasi dalam proses pembelajaran. Melakukan riset dan menuangkan dalam bentuk buku.

Saya ingin menyampaikan penghargaan kepada Saudara **RENI DESMIARTI & ARIADI HAZMI** yang telah menulis buku “**KONSEP DASAR TEKNOLOGI BIOPROSES EDISI 2**”. Harapan saya buku ini akan tetap eksis sebagai wahana komunikasi bagi kelompok dosen dalam bidang ilmu “**Teknik**” sehingga dapat dijadikan sebagai sumber bahan ajar untuk mata kuliah yang diampu dan menambah kasanah ilmu pengetahuan mahasiswa.

Tantangan kedepan tentu lebih berat lagi, karena kendala yang sering di hadapi dalam penulisan buku ini adalah tidak di punyainya hasil-hasil riset yang bernas. Kesemuanya itu menjadi tantangan kita bersama terutama para dosen di universitas Bung Hatta.

Demikianlah sambutan saya, sekali lagi saya ucapkan selamat atas penerbitan buku ini. Semoga Tuhan Yang Maha Kuasa meridhoi segala upaya yang kita perbuat bagi memajukan pendidikan di Universitas Bung Hatta.

Padang, Juni 2018  
Rektor

Prof. Dr. Azwar Ananda, M.A.

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur kehadiran Allah SWT, akhirnya penulis bisa menyelesaikan Buku Teks yang berjudul Konsep Dasar Teknologi Bioproses Edisi 2. Buku ajar ini merupakan penyempurnaan dari Edisi I dengan menambahkan perhitungan neraca massa, energi, desain bioreaktor, proses perpindahan panas, proses pemisahan dan pemurnian. Disamping itu, juga menambahkan aplikasi plasma dalam bioproses berdasarkan hasil penelitian penulis. Buku ini merupakan Buku Ajar untuk mata kuliah Dasar-dasar Bioproses dan Pra rancangan pabrik yang berhubungan dengan bioproses. Beberapa bagian dari buku ini, ditulis berdasarkan hasil penelitian penulis dengan dana dari RISTEKDIKTI mulai tahun 2011-2012 (FUNDAMENTAL) Universitas Andalas dan Tahun 2013-2018 untuk Riset Unggulan Perguruan Tinggi Universitas Bung Hatta.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada RISTEKDIKTI melalui Hibah Fundamental tahun 2011-2012 Universitas Andalas dan Hibah Penelitian Unggulan Perguruan Tinggi tahun 2013-2018 Universitas Bung Hatta serta kepada semua pihak yang telah membantu pelaksanaan penulisan buku ajar ini.

Padang, Juni 2018

**Penulis**



## DAFTAR ISI

### Halaman

Sambuta Rektor .....	v
Kata Pengantar .....	vii
Daftar Isi .....	ix
Daftar Gambar .....	xi
Daftar Tabel.....	xvii
Modul I Pengantar Teknologi Bioproses.....	1
1.1 Pengertian Bioproses .....	1
1.2 Posisi dan Peranan Bioproses dalam Teknik Kimia .....	3
1.3 Perkembangan Ilmu Teknologi Bioproses .....	13
Modul II Kinetika Enzim .....	15
2.1 Mekanisme Kerja Enzim .....	15
2.2 Penamaan dan Klasifikasi Enzim .....	18
2.3 Kinetika Enzim .....	21
2.4 Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Reaksi Enzimatik .....	23
2.5 Menghitung Konstanta <i>Michaelis-Menten</i> .....	25
2.6 Penggunaan Enzim dalam Industri .....	28
Modul III Neraca Massa .....	32
3.1 Pengantar Perhitungan Praktis .....	32
3.2 Pendahuluan Termodinamika .....	47
3.3 Hukum Kekekalan Massa .....	49
3.4 Tahapan untuk Perhitungan Neraca Massa .....	50
3.5 Contoh Kerja Neraca Massa .....	51
3.6 Neraca Massa dengan Aliran <i>Recycle, By Pass, dan Purge</i> .....	61
3.7 Stoikiometri Pertumbuhan Sel dan pembentukan Produk .....	62
Modul IV Neraca Energi .....	71
4.1 Konsep Dasar Energi .....	71
4.2 Persamaan Umum Neraca Energi .....	73

4.3	Prosedur Perhitungan Entalpi .....	76
4.4	Perubahan Entalpi dalam Proses Nonreaktif .....	78
4.5	Prosedur Perhitungan Keseimbangan Energi Tanpa Reaksi .....	83
4.6	Perubahan Entalpi Akibat Reaksi .....	89
4.7	Panas Reaksi untuk Proses dengan Produksi Biomassa .....	93
4.8	Persamaan Neraca Energi untuk Biakan Sel .....	97
Modul V Bioreaktor .....		105
5.1	Pencampuran dan Pengadukan .....	105
5.2	Laju Perpindahan dalam Fermentor .....	107
5.3	Perpindahan Massa dalam Sistem Gas-Cairan .....	108
5.4	Koefisien Perpindahan Massa untuk Tangki Berpengaduk .....	109
5.5	Karakteristik Agitasi .....	110
5.6	Pemilihan Pengaduk .....	113
5.7	Bioreaktor .....	114
5.8	Perancangan Bioreaktor .....	118
Modul VI Proses Sterilisasi dan Perpindahan Panas .....		127
6.1	Sterilisasi Batch dengan Menggunakan Untuk Bahan Cair .....	127
6.2	Sterilisasi Kontinyu Dengan Menggunakan Panas Untuk Bahan Cair ...	132
6.3	Sterilisasi Filter untuk Bahan Cair .....	138
6.4	Sterilisasi Udara .....	138
6.5	Peralatan Umum untuk Perpindahan Panas .....	142
6.6	Mekanisme Perpindahan Panas .....	148
6.7	Konduksi .....	149
6.8	Perpindahan Panas Antar Cairan .....	151
6.9	Perancangan Peralatan untuk Sistem Perpindahan Panas .....	156
6.10	Kesetimbangan Energi .....	165
Modul VII Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk .....		173
7.1	Proses Pemisahan dan Pemurnian .....	174
7.2	Dasar-Dasar Metode Pemisahan dan Pemurnian .....	174
7.3	Filtrasi .....	176
7.4	Peralatan Sentrifugasi .....	180
7.5	Sedimentasi .....	186
7.6	<i>Cell Disruption</i> .....	188

7.7 Ekstraksi .....	188
7.8 Proses Pemisahan dengan Membran .....	189
7.9 Kromatografi .....	199
7.10 Distilasi .....	210
7.11 Kristalisasi .....	214
7.12 Pengeringan .....	220
Modul VIII Teknologi Plasma .....	233
8.1 Definisi Plasma .....	233
8.2 Plasma di Alam .....	234
8.3 Mekanisme Pembentukan Plasma .....	236
8.4 Jenis-Jenis Plasma .....	240
8.5 Aplikasi Plasma dalam Pengolahan Air Minum .....	242
Daftar Pustaka	



## DAFTAR GAMBAR

	<u>Halaman</u>
Gambar 1.1	Aplikasi Teknologi Bioproses dalam Industri Makanan dan Minuman ..... 7
Gambar 1.2	Aplikasi Teknologi Bioproses dalam Industri Farmasi ..... 9
Gambar 1.3	Aplikasi Bioproses pada Sistem Aerobik ..... 10
Gambar 1.4	Aplikasi Teknologi Bioproses pada Sistem Anaerobik ..... 10
Gambar 1.5	Aplikasi Teknologi Bioproses pada Pengolahan Limbah Padat ..... 11
Gambar 1.6	Aplikasi Teknologi Bioproses pada Bioremediasi..... 13
Gambar 2.1	Proses Reaksi Enzimatis ..... 16
Gambar 2.2	Proses Terjadinya Reaksi yang Melibatkan Enzim ..... 17
Gambar 2.3	Plot Grafik dengan Metode Lineweaver-Burk..... 26
Gambar 2.4	Plot Grafik dengan Metode Hanes-Woolf ..... 27
Gambar 2.5	Plot Grafik dengan Metode Eadie-Hofstee ..... 27
Gambar 3.1	Perbandingan Skala Temperatur ..... 40
Gambar 3.2	Sistem Termodinamika ..... 47
Gambar 3.3	Blok Diagram Alir untuk Proses Pencampuran Batch..... 52
Gambar 3.4	Blok Diagram Alir untuk Fermentasi Xantan Gum ..... 55
Gambar 3.5	Gambar Aliran untuk Proses ..... 61
Gambar 4.1	Sistem Alir untuk Perhitungan Neraca Energi..... 73
Gambar 4.2	Jalur Proses Hipotesis untuk Perhitungan Perubahan Entalpi..... 77
Gambar 4.3	Jalur Proses untuk Menghitung Perubahan Panas Laten Pada Suhu Selain Titik Didih Normal ..... 81
Gambar 4.4	Flowsheet untuk Pemanas Air Kontinu ..... 85
Gambar 4.5	Flowsheet untuk Pendingin Larutan Asam Glukonat ..... 87
Gambar 4.6	Jalur Proses Hipotesis untuk Menghitung Panas Reaksi Pada Suhu Tidak Standar..... 92
Gambar 4.7	Hubungan Antara Tingkat Pengurangan dan Pembakaran untuk Berbagai Senyawa Organik ..... 99
Gambar 4.8	Flowsheet untuk fermentasi ragi secara anaerob ..... 100
Gambar 4.9	Flowsheet untuk Produksi Mikroba Asam Sitrat ..... 102
Gambar 5.1	Tipe turbin dan Propeller ..... 110

Gambar 5.2	Spesifikasi Geometris untuk Tangki Berpengaduk.....	112
Gambar 5.3	Instrumen Pengontrolan dalam Bioreaktor CSTR .....	115
Gambar 5.4	Pola aliran untuk gas dan cairan dengan internal loop cycle.....	120
Gambar 5.5	Bioreaktor airlift dengan external recirculation pump.....	120
Gambar 5.6	Stirred Tank Bioreactor .....	121
Gambar 5.7	Bubble Column Bioreactor .....	121
Gambar 5.8	Power Number vs Reynold Numbers untuk Beberapa Jenis Impeller.....	123
Gambar 5.9	Power Requirement rasio untuk system aerasi dan non-aerasi.....	124
Gambar 6.1	(a) Variasi suhu terhadap waktu untuk sterilisasi batch pada media cair.....	129
	(b) Pengurangan jumlah dari viable cells dengan waktu selama proses sterilisasi batch.....	128
Gambar 6.2	Grafik Umum Profil Waktu-Suhu untuk Tahap Pemanasan dan Pendinginan dari Siklus Sterilisasi Batch	130
Gambar 6.3	Peralatan Sterilisasi Terus-Menerus (a) Injeksi Uap Terus-Menerus dengan Pendinginan Flash (b) Perpindahan Panas Menggunakan Penukar Panas .....	133
Gambar 6.4	Korelasi untuk Menentukan Koefisien Dispersi Aksial dalam Aliran Pipa Turbulen.....	134
Gambar 6.5	Perusakan Termal Organisme yang Terkontaminasi sebagai Fungsi dari Bilangan Peclet dan Bilangan Damko .....	135
Gambar 6.6	Konfigurasi Perpindahan Panas untuk Bioreaktor .....	140
Gambar 6.7	Perubahan Suhu untuk Mengendalikan Suhu Fermentasi Menggunakan Air Pendingin .....	142
Gambar 6.8	<i>Double-Pipe Heat Exchanger</i> .....	142
Gambar 6.9	Perubahan Suhu untuk Aliran <i>Counter-Current</i> pada <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> .....	143
Gambar 6.10	Perubahan Suhu untuk Aliran <i>Co-current</i> pada <i>Double-Pipe Heat Exchanger</i> .....	144
Gambar 6.11	Single-Pass Shell and Tube Heat Exchanger .....	145

Gambar 6.12	Lembar Tabung untuk Shell and Tube Heat Exchanger ....	146
Gambar 6.13	Plate and Frame Heat Exchanger .....	147
Gambar 6.14	Konduksi Panas Melalui Dinding Datar .....	149
Gambar 6.15	Representasi Grafis Perpindahan Panas antara Cairan yang Dipisahkan oleh Dinding Pipa .....	152
Gambar 6.16	Pengaruh Ketebalan Dinding Pipa pada Luas Permukaan untuk Perpindahan Panas .....	155
Gambar 6.17	Konfigurasi Tabung pada Shell and Tube Heat Exchanger .....	161
Gambar 6.18	Konfigurasi Alir untuk Penukar Panas .....	164
Gambar 7.1	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	176
Gambar 7.2	Pemisahan Padatan dalam Tubular Bowl Centrifuge .....	181
Gambar 7.3	Disc Stack Bowl Centrifuge .....	182
Gambar 7.4	Mekanisme Pemisahan Padatan Disc Stack Bowl Centrifuge .....	183
Gambar 7.5	Sedimentasi dan Pengendapan Lumpur .....	187
Gambar 7.6	Flok dengan Interaksi Positif dan Negatif .....	187
Gambar 7.7	Bentuk Partikel Solid yang Mudah Mengendap .....	188
Gambar 7.8	Skema Pemisahan dengan Menggunakan Membran .....	190
Gambar 7.9	Reverse Osmosis, Ultrafiltrasi, Mikrofiltrasi dan Penyaringan Konvensional dengan Perbedaan Ukuran Pori.....	194
Gambar 7.10	Proses Filtrasi dengan Membran.....	194
Gambar 7.11	Konfigurasi Membran.....	196
Gambar 7.12	Diagram Alir untuk Sistem Cross Flow Sederhana .....	197
Gambar 7.13	Skema Proses Kromatografi .....	199
Gambar 7.14	Kromatografi Pertukaran Ion .....	202
Gambar 7.15	Kromatografi Gas .....	204
Gambar 7.16	Migrasi Diferensial Dua Zat Terlarut A dan B .....	206
Gambar 7.17	Zona Penyebaran pada Kromatografi Kolom .....	209
Gambar 7.18	Kurva Laju Pengeringan untuk Kondisi Pengeringan Konstan .....	224
Gambar 7.19	Kurva Hubungan Tekanan dan Temperatur untuk Setiap Jenis Pengeringan .....	227

Gambar 7.20	Skema <i>Spray Drying</i> .....	228
Gambar 7.21	Freeze Dryer .....	230
Gambar 7.22	Skema Fluidized Bed Drying.....	231
Gambar 8.1	Plasma Sebagai <i>Fourth State of Matter</i> .....	234
Gambar 8.2	Petir Sebagai Salah Satu Plasma di Alam.....	235
Gambar 8.3	Aurora Borealis .....	235
Gambar 8.4	Skema Suatu Pembangkit Plasma.....	236
Gambar 8.5	Teori Pergerakan Elektron ( <i>Avalanche Electron</i> ).....	236
Gambar 8.6	<i>Spark Discharge</i> .....	238
Gambar 8.7	<i>Arc Discharge</i> Antara Untaian Kabel Listrik .....	238
Gambar 8.8	<i>Streamer Discharge</i> .....	239
Gambar 8.9	<i>Corona Discharge</i> .....	240
Gambar 8.10	Rangkaian Alat Sistem Plasma Pulsa Tegangan Tinggi ....	243
Gambar 8.11	Pengaruh Sistem Plasma Pulsa Tegangan Tinggi Terhadap Penghilangan Mikroorganisme .....	244
Gambar 8.12	Skema Alat <i>Dielectric Barrier Discharge</i> Secara Umum .	245
Gambar 8.13	Rangkaian Alat Sistem Plasma <i>Dielectric Barrier Discharge</i> .....	245
Gambar 8.14	Pengaruh Sistem Plasma <i>Dielectric Barrier Discharge</i> (DBD) terhadap Penghilangan Air Sungai Batang Kuranji .....	246
Gambar 8.15	Pengaruh Sistem Plasma <i>Dielectric Barrier Discharge</i> (DBD) Terhadap Penghilangan Mikroorganisme Air Sumur Gunung Pangilun.....	246
Gambar 8.16	Rangkaian Alat Sistem Plasma Radio-Frekuensi .....	248
Gambar 8.17	Pengaruh Sistem Plasma Radio-Frekuensi Terhadap Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme (Pengaruh Frekuensi dan Ukuran Reaktor).....	249
Gambar 8.18	Pengaruh Sistem Plasma Radio-Frekuensi Terhadap Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme pada Air Sumur dan Air Gunung.....	251
Gambar 8.19	Skema Alat Plasma Radio Frekuensi Sistem Kontiniu.....	252
Gambar 8.20	Pengaruh Ukuran Diameter Reaktor Plasma Terhadap Bakteri <i>Total Coliforms</i> dan <i>Fecal Coliforms</i> ...	253

## DAFTAR TABEL

### Halaman

Tabel 1.1	Contoh Produk Bioproses dan Aplikasi dalam Bidang Industri.....	3
Tabel 1.2	Produk Industri yang Dihasilkan dari Bioproses .....	8
Tabel 2.1	Klasifikasi Enzim Berdasarkan Fungsi Katalitik.....	18
Tabel 2.2	Penggunaan Enzim Secara Komersial .....	28
Tabel 3.1	Awalan SI .....	32
Tabel 3.2	Penerapan Neraca Massa yang Disederhanakan.....	51
Tabel 3.3	Tabel Neraca Massa.....	54
Tabel 3.4	Tabel Neraca Massa.....	57
Tabel 3.5	Tabel Lengkap Neraca Massa.....	60
Tabel 3.6	Komposisi Elemen dari Bakteri Escherichia coli .....	63
Tabel 3.7	Komposisi Elemen dan Derajat Reduksi untuk Mikroorganisme.....	65
Tabel 4.1	Panas Pembakaran Bakteri dan Ragi .....	96
Tabel 5.1	Konstanta $K_T$ dan $K_L$ untuk Tangki yang Memiliki Baffle ....	111
Tabel 5.2	Daerah Kerja Pengaduk Berdasarkan Viskositas Cairan .....	113
Tabel 5.3	Parameter Operasi Bioreaktor.....	116
Tabel 6.1	Persamaan Umum untuk Suhu sebagai Fungsi Waktu selama Pemanasan dan Periode Pendinginan Sterilisasi Batch.....	131
Tabel 6.2	Konduktivitas Termal .....	150
Tabel 6.3	Koefisien Perpindahan Panas Individual .....	153
Tabel 6.4	Faktor Fouling untuk Lapisan Kerak .....	156
Tabel 6.5	Nilai Konstanta C dan n dalam Persamaan 6.29.....	160
Tabel 6.6	Nilai Konstanta F dan m dalam Persamaan 6.30 .....	162
Tabel 7.1	Karakteristik Kinerja Peralatan Sentrifugasi .....	183
Tabel 7.2	Klasifikasi Proses Pemisahan Membran untuk Cairan .....	193
Tabel 7.3	Desain Modul yang Biasa Digunakan untuk Proses Pemisahan .....	196

Tabel 8.1	Potensial Oksidasi Spesies Aktif .....	241
Tabel 8.2	Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme pada Diameter Reaktor 1,2 dan 3 inch .....	254

# MODUL 1

## PENGANTAR DASAR-DASAR BIOPROSES

### PENDAHULUAN

Bioproses merupakan cabang ilmu yang mempelajari pemanfaatan mikroorganisme seperti bakteri, fungi, virus dan lain-lain maupun produk dari makhluk hidup seperti enzim, produk makanan dan minuman, sterilisasi penyimpanan bahan pangan, produksi industri biochemical dengan bahan baku biomassa dan industri farmasi. Perkembangan ilmu teknologi bioproses telah mampu menghasilkan produk-produk yang aman terhadap lingkungan serta hemat energi.

Modul ini akan mempelajari pengertian bioproses, peranan teknik kimia dalam bidang bioproses dan perkembangan ilmu bioproses dalam bidang industri. Setelah menyelesaikan modul ini diharapkan mahasiswa dapat memahami peranan dan potensi bioproses dalam Teknik Kimia

Kompetensi yang diharapkan :

- ❖ Menciptakan sarjana Teknik Kimia yang dibekali dengan pengetahuan yang lengkap tentang proses bioproses yang aman, ramah lingkungan, dan terbarukan
- ❖ Menjelaskan dan memberi wawasan tentang mikrobiologi, serta mampu menjelaskan aplikasi teknologi bioproses dalam industri.

### KEGIATAN BELAJAR 1

#### 1.1 PENGERTIAN BIOPROSES

Istilah bioteknologi pertama kali dikemukakan oleh Karl Ereky, seorang insinyur Hongaria pada tahun 1917 untuk mendeskripsikan produksi babi dalam skala besar dengan menggunakan bit gula sebagai sumber pakan. Dalam perkembangannya sampai pada tahun 1970, bioteknologi selalu berasosiasi dengan rekayasa biokimia (*biochemical engineering*). Definisi bioproses oleh Bull, dkk. (1982), yaitu penerapan prinsip-prinsip ilmiah dan rekayasa pengolahan bahan oleh agen biologi seperti mikroorganisme, sel tumbuhan, sel hewan, manusia, dan enzim untuk menghasilkan barang dan jasa.

Bioteknologi berasal dari dua kata, yaitu 'bio' yang berarti makhluk hidup dan 'teknologi' yang berarti cara untuk memproduksi barang atau jasa. Dari paduan dua kata tersebut *European Federation of Biotechnology* (1989) mendefinisikan bioproses sebagai perpaduan dari ilmu pengetahuan alam dan ilmu rekayasa yang bertujuan meningkatkan aplikasi organisme hidup, sel, bagian dari organisme hidup, dan/atau analog molekuler untuk menghasilkan produk dan jasa.

## 1.2 POSISI DAN PERANAN BIOPROSES DALAM TEKNIK KIMIA

Teknologi bioproses memiliki peranan yang signifikan di bidang Teknik Kimia. Hasil-hasil penemuan yang telah diteliti oleh ahli di bidang biokimia, mikrobiologi, molekular, genetika, kimia akan diproduksi dalam skala industri. Produksi bioproses sudah dihasilkan dalam berbagai bidang. Sebagai contoh, di bidang teknologi pangan adalah pembuatan bir, roti dan keju yang sudah dikenal sejak abad ke-19. Di bidang medis, penerapan bioproses di masa lalu dibuktikan dengan penemuan vaksin, antibiotik dan insulin. Produksi antibiotik secara massal ditemukan oleh Louis Pasteur dengan adanya penemuan bioreaktor. Di bidang industri minuman untuk pembuatan *yogurt* dan minuman prebiotik. Disamping itu, di bidang pengolahan limbah untuk mendegradasi senyawa organik yang terkandung dalam limbah cair.

Bioproses merupakan bagian terpenting pada industri makanan, kimia dan farmasi. Operasi bioproses yang menggunakan mikroba, sel tanaman dan komponen sel seperti enzim dapat memproduksi produk baru dan mengurangi limbah berbahaya untuk kesehatan makhluk hidup lainnya. Perkembangan ilmu bioproses sangat signifikan dan sudah menghasilkan produk dalam skala besar. Produk yang dihasilkan bervariasi mulai dari bahan yang relatif murah seperti: industri alkohol dan pelarut organik, sampai bahan mahal khusus kimia seperti: antibiotik, protein dan vaksin. Produk komersial lainnya dari bioproses dengan menggunakan enzim dan pertumbuhan sel seperti pembuatan ragi roti, ragi tape, bir dan wine.

Beberapa contoh produk bioproses dan aplikasi dalam bidang industri disajikan pada Tabel 1.1.

**Tabel 1.1** Contoh produk bioproses dan aplikasi dalam bidang industri

<b>Produk</b>	<b>Mikroorganisme</b>
<b>Biomassa</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Inokulum pertanian untuk fiksasi nitrogen</li> </ul>	<i>Rhizobium leguminosarum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Ragi roti</li> </ul>	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Starter biakan keju</li> </ul>	<i>Lactococcus</i> spp.
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Inokulum untuk produksi pengawet makanan</li> </ul>	<i>Lactobacillus plantarum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Protein sel tunggal</li> </ul>	<i>Candida utilis</i> atau <i>Pseudomonas methylotrophus</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Starter biakan yoghurt</li> </ul>	<i>Streptococcus thermophilus</i> dan <i>Lactobacillus bulgaricus</i>
<b>Bulk organic</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Acetone/butanol</li> </ul>	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Etanol (bukan minuman)</li> </ul>	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Gliserol</li> </ul>	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
<b>Asam Organik</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Asam Sitrat</li> </ul>	<i>Aspergillus niger</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Asam Glukonat</li> </ul>	<i>Aspergillus niger</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Asam Itakonat</li> </ul>	<i>Aspergillus itaconicus</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Asam Laktat</li> </ul>	<i>Lactobacillus delbrueckii</i>
<b>Asam Amino</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>L-Arginine</i></li> </ul>	<i>Brevibacterium flavum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>L-Asam Glutamat</i></li> </ul>	<i>Corynebacterium glutamicum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>L-Lysine</i></li> </ul>	<i>Brevibacterium flavum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>L-Phenylalanine</i></li> </ul>	<i>Corynebacterium glutamicum</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Yang lainnya</li> </ul>	<i>Corynebacterium</i> spp.
<b>Asam Nukleat-senyawa terkait</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>5'-guanosine monophosphate (5'-GMP)</i></li> </ul>	<i>Bacillus subtilis</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ <i>5'-inosine monophosphate (5'-IMP)</i></li> </ul>	<i>Brevibacterium ammoniagenes</i>

<b>Enzim</b>	
▪ <i>α-Amilase</i>	<i>Bacillus amyloliquefaciens</i>
▪ <i>Glukoamilase</i>	<i>Aspergillus niger</i>
▪ <i>Isomerasi glukosa</i>	<i>Bacillus coagulans</i>
▪ <i>Pectinases</i>	<i>Aspergillus niger</i>
▪ <i>Proteases</i>	<i>Bacillus spp.</i>
▪ <i>Rennin</i>	<i>Mucor miehei</i> atau rekombinan ragi
<b>Vitamin</b>	
▪ <i>Cyanocobalamin (B12)</i>	<i>Propionibacterium shermanii</i> atau <i>Pseudomonas denitrificans</i>
▪ <i>Riboflavin (B2)</i>	<i>Eremothecium ashbyii</i>
▪ <i>Polisakarida ekstra sel</i>	
▪ <i>Dextran</i>	<i>Leuconostoc mesenteroides</i>
▪ <i>Xanthan gum</i>	<i>Xanthomonas campestris</i>
▪ Yang lainnya	<i>Polianthes tuberosa</i> (biakan sel tanaman)
<b>Poliester Poly-β-hydroxyalkanoate</b>	
▪ <i>Poly-β-hydroxyalkanoate</i>	<i>Alcaligenes eutrophus</i>
<b>Antibiotik</b>	
▪ <i>Cephalosporins</i>	<i>Cephalosporium acremonium</i>
▪ Penisilin	<i>Penicillium chrysogenum</i>
▪ Antibiotik <i>Aminoglycoside</i> (contohnya <i>streptomycin</i> )	<i>Streptomyces griseus</i>
▪ <i>Ansamycins</i> (contohnya <i>rifamycin</i> )	<i>Nocardia mediterranei</i>
▪ Antibiotik aromatik (contohnya <i>griseofulvin</i> )	<i>Penicillium griseofulvum</i>
▪ Antibiotik <i>macrolide</i> (contohnya <i>erythromycin</i> )	<i>Streptomyces erythreus</i>
▪ Antibiotik <i>Nukleoside</i> (contohnya <i>Puromicin</i> )	<i>Streptomyces alboniger</i>
▪ Antibiotik <i>Polyene Makrolide</i> (contohnya <i>candidin</i> )	<i>Streptomyces viridoflavus</i>
▪ Antibiotik <i>Poli-peptida</i> (contohnya <i>gramicidin</i> )	<i>Bacillus brevis</i>

▪ <i>Tetracyclin</i> (contohnya 7-chlortetracycline)	<i>Streptomyces aureofaciens</i>
<b>Alkaloid</b>	
Ergot alkaloids	<i>Claviceps paspali</i>
<i>Taxol</i>	<i>Taxus brevifolia</i> (kultur sel tanaman)
<b>Saponin</b>	
Ginseng saponin	<i>Panax ginseng</i> (kultur sel tanaman)
<b>Pigmen</b>	
▪ $\beta$ - Carotene	<i>Blakeslea trispora</i>
<b>Regulator Pertumbuhan Tanaman</b>	
▪ <i>Gibberellin</i>	<i>Gibberella fujikuroi</i>
<b>Insektisida</b>	
▪ Spora Bakteri	<i>Bacillus thuringiensis</i>
▪ Spora Jamur	<i>Hirsutella thompsonii</i>
<b>Transformasi Mikrobial</b>	
▪ D-Sorbitol menjadi L-sorbose (dalam produksi vitamin C)	<i>Acetobacter suboxydans</i>
▪ Steroid	<i>Rhizopus arrhizus</i>
<b>Vaksin</b>	
▪ <i>Diphtheria</i>	<i>Corynebacterium diphtheriae</i>
▪ Hepatitis B	Rekombinan <i>Saccharomyces cerevisiae</i>
▪ Penyakit Gondok (Mumps)	Mengurangi pertumbuhan virus dalam sel embrio
▪ <i>Pertussis</i> (batuk rejan)	<i>Bordetella pertussis</i>
▪ <i>Poliomyelitis</i> virus	Mengurangi pertumbuhan virus dalam ginjal monyet atau sel diploid manusia
▪ Tetanus	<i>Clostridium tetani</i>
<b>Protein Terapi</b>	
▪ Erythropoietin	Rekombinan sel mamalia
▪ Faktor VIII	Rekombinan sel mamalia
▪ <i>Follicle-stimulating hormone</i>	Rekombinan sel mamalia

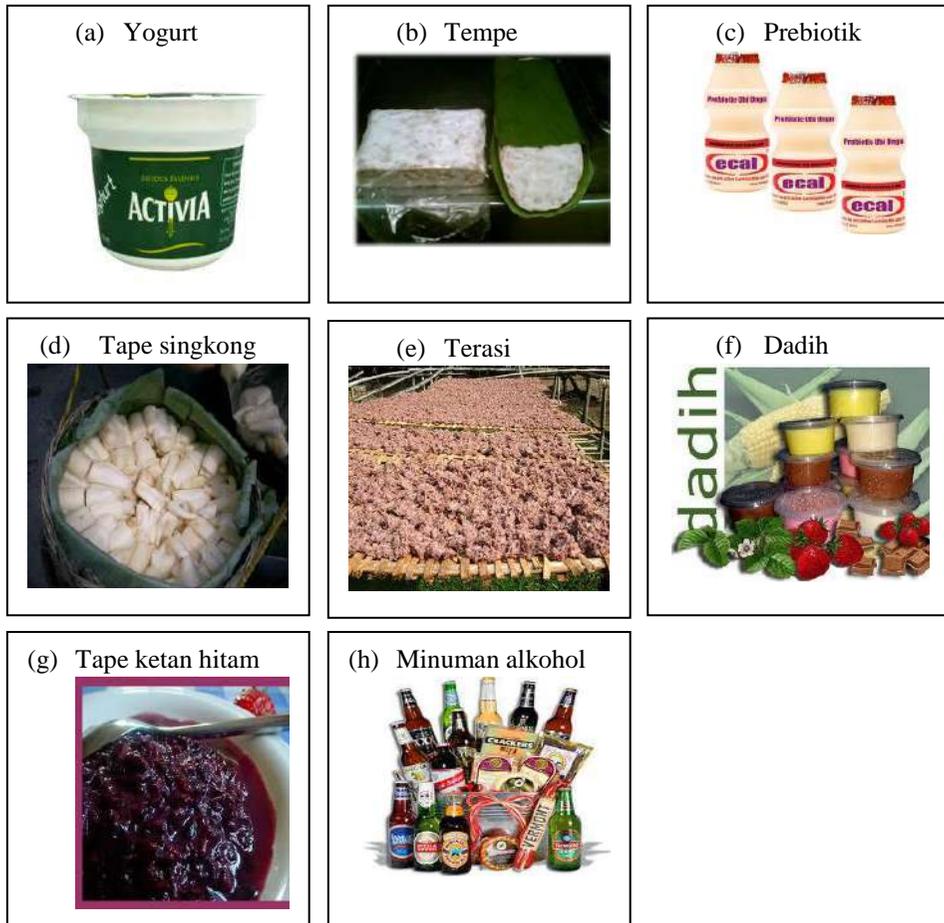
▪ Granulocyte – macrophage colony-stimulating factor	Rekombinan <i>Escherichia coli</i>
▪ Hormon pertumbuhan	Rekombinan <i>Escherichia coli</i>
▪ Hirudin	Rekombinan <i>Saccharomyces cerevisiae</i>
▪ Insulin dan analog insulin	Rekombinan <i>Escherichia coli</i>
▪ Interferon	Rekombinan <i>Escherichia coli</i>
▪ Interleukin	Rekombinan <i>Escherichia coli</i>
▪ Platelet- menjadikan faktor pertumbuhan	Rekombinan <i>Saccharomyces cerevisiae</i>
▪ Tissue plasminogen activator	Rekombinan <i>Escherichia coli</i> atau Rekombinan sel mamalia
<b>Antibodi Monoclonal</b>	
▪ Berbagai macam termasuk Fab dan pecahan Fab <sub>2</sub>	Sel Hibridoma
<b>Terapi jaringan dan sel</b>	
▪ Sel tulang rawan	Kondrosit manusia
▪ Kulit	Sel kulit manusia

Sumber : Paulin M. Doran-Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012

Aplikasi bioproses dari tabel diatas dapat dilihat pada contoh gambar dibawah ini :

### A. Industri Makanan dan Minuman

Contoh aplikasi teknologi bioproses di industri makanan dan minuman adalah pembuatan *yogurt* , tempe, minuman prebiotik yang ditampilkan pada Gambar 1.1.



**Gambar 1.1** Aplikasi teknologi bioproses dalam industri makanan dan minuman

## B. Industri Farmasi dan Aditif

Aplikasi teknologi dibidang farmasi dan aditif untuk industri lainnya ditampilkan pada Tabel 1.2. dan Gambar 1.2.

**Tabel 1.2** Produk industri yang dihasilkan dari bioproses

Hasil fermentasi	Mikroorganisme	Aplikasi
Etanol	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Fine chemicals
2-ketogluconic acid	<i>Pseudomonas sp.</i>	Intermediate for D-araboascorbic acid
Peptinase, protease	<i>Aspergillus niger</i> , <i>A. aureus</i>	Clarifying agens dalam minuman juice
Bacterial amylase	<i>Bacillus subtilis</i>	Modified starch
Dextran	<i>Leuconostoc mesenteroides</i>	Stabilizer Makanan
Sorbose	<i>Gluconobacter suboxydans</i>	Pembuatan Asam Askorbik
Cobalamin (vitamin B <sub>12</sub> )	<i>Streptomyces olivaceus</i>	Suplemen Makanan
Asam Glukonik	<i>Brevibacterium sp.</i>	Bahan Tambahan Makanan
Asam Glukonik	<i>Aspergillus niger</i>	Produk Farmasi
Asam Laktat	<i>Rhizopus oryzae</i>	Makanan dan Farmasi
Asam Sitrat	<i>Aspergillus niger</i> atau <i>A. wentii</i>	Produk Makanan dan Obat-Obatan
Aseton-butanol	<i>Clostridium acetobutylicum</i>	Pelarut, Bahan Kimia Perantara
Insulin, interferon	<i>Recombinant E. coli</i> <i>Baker's yeast</i>	Obat-Obatan
<i>Yeastdanculture starter</i>	<i>Lactobacillus bulgaricus</i> <i>Lactic acid bacteria</i>	Produksi Keju dan Yoghurt
<i>Microbial protein (SCP)</i>	<i>Candida utilis</i> <i>Pseudomonas methylotroph</i>	Suplemen Makanan
<i>Penicillin</i>	<i>Penicillium chrysogenum</i>	Antibiotik
<i>Cephalosporins</i>	<i>Cephalosparium acremonium</i>	Antibiotik
<i>Erythromycin</i>	<i>Streptomyces erythreus</i>	Antibiotik



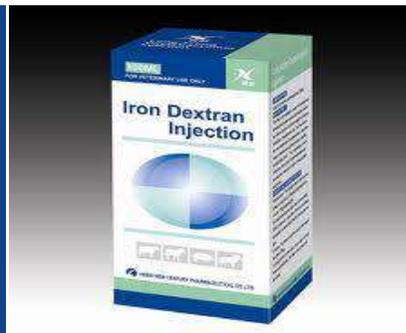
(a)



(b)



(c)

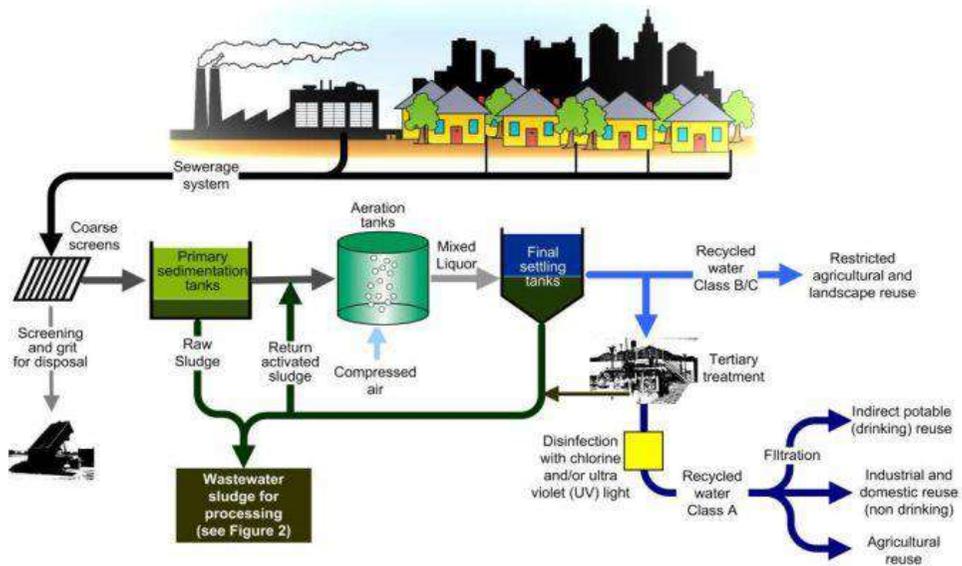


(d)

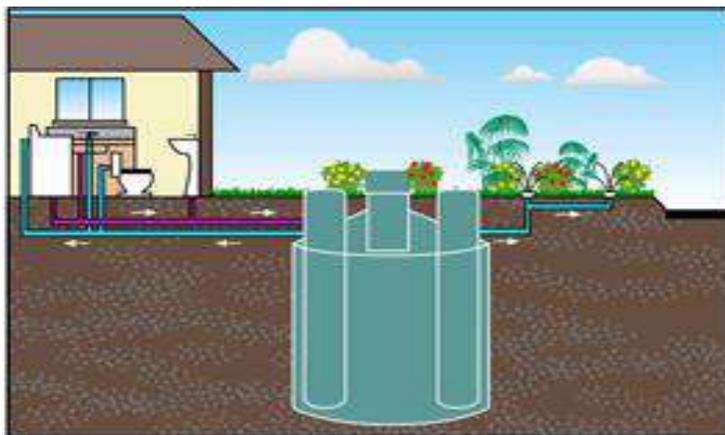
**Gambar 1.2** Aplikasi teknologi bioproses dalam industri farmasi: (a) Antibiotik, (b) Enzim, (c) Dextran dan (d) Insulin

### C. Pengolahan Limbah Cair

Ada 2 proses pengolahan limbah cair dengan memanfaatkan proses biologis yaitu proses aerob dan anaerob. Proses aerob adalah proses pengolahan limbah cair dengan memanfaatkan mikroorganisme aerob (memerlukan oksigen). Sedangkan proses anaerob dengan memanfaatkan mikroorganisme anaerob (tidak memerlukan oksigen). Contoh sistem pengolahan limbah cair dengan sistem aerob ditampilkan pada Gambar 1.3 dan anaerob pada Gambar 1.4.



Gambar 1.3 Aplikasi teknologi bioproses pada sistem aerobik



Gambar 1.4 Aplikasi teknologi bioproses pada sistem anaerobic

## D. Pengolahan Limbah Padat

Kompos adalah hasil penguraian parsial/tidak lengkap dari campuran bahan-bahan organik yang dapat dipercepat secara artifisial oleh populasi berbagai macam mikroba dalam kondisi lingkungan yang hangat, lembab, aerobik atau anaerobik. Pengomposan adalah proses dimana bahan organik mengalami penguraian secara biologis, khususnya oleh mikroba-mikroba yang memanfaatkan bahan organik sebagai sumber energi. Membuat kompos adalah mengatur dan mengontrol proses alami tersebut agar kompos dapat terbentuk lebih cepat. Proses ini meliputi membuat campuran bahan yang seimbang, pemberian air yang cukup, pengaturan aerasi, dan penambahan aktivator pengomposan. Sampah yang dibuat menjadi kompos adalah sampah organik. Proses pembuatan kompos yang telah banyak diterapkan oleh masyarakat ditampilkan pada Gambar 1.5.



**Gambar 1.5** Aplikasi teknologi bioproses pada pengolahan limbah padat: (a) Pembuatan kompos, (b) Hasil pengomposan, (c) Produk dan (d) Komposter

## **E. Bioremediasi**

Bioremediasi adalah proses untuk membersihkan atau mengurangi senyawa polutan berdasarkan prinsip-prinsip biologis. Penyisihan/pengurangan polutan berupa logam berat, petroleum hidrokarbon dan herbisida melalui aktivitas enzimatik organisme yang mampu menggunakan atau mentransformasikan senyawa polutan sebagai sumber energi dan karbonnya.

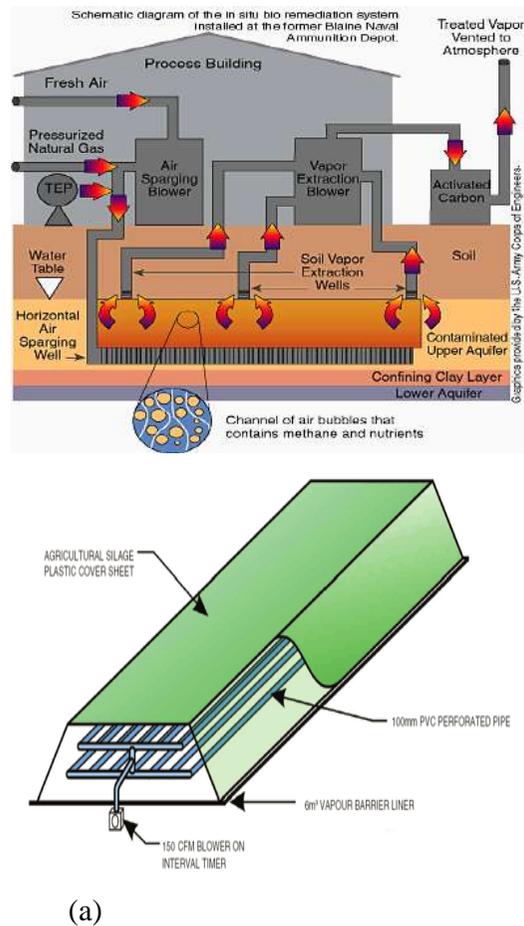
Konsep dasar proses bioremediasi dijelaskan sebagai berikut:

1. Biodegradasi adalah dekomposisi suatu senyawa menjadi subunit kimia yang lebih kecil/ sederhana melalui aktifitas organisme, khususnya mikroorganisme seperti bakteri dan jamur.
2. Transformasi adalah konversi suatu kontaminan toksik menjadi berkurang sifat toksiknya atau/ dan menjadi bentuk kurang mobil (mobilitas berkurang). Contohnya mikroba yang dapat melepaskan ion sulfide akan dapat mengendapkan/ mengikat beberapa jenis logam berat.
3. Bioakumulasi adalah akumulasi kontaminan di dalam jaringan organisme, yang dapat dieksploitasi menjadi konsentrat kontaminan dalam biomassa.
4. Mobilisasi adalah mobilisasi senyawa kontaminan dari tanah terkontaminasi menjadi bentuk larutan atau gas, yang selanjutnya dapat dipisahkan dari tanah/ area terkontaminasi yang selanjutnya diproses/ dihancurkan.

Usaha yang dapat dilakukan untuk meningkatkan efisiensi proses bioremediasi antara lain:

1. Biostimulasi adalah penambahan biostimulan yang melibatkan penambahan nutrisi, oksigen dan mengatur kelembaban. Penambahan jenis stimulan seperti vitamin dan surfaktan yang bertujuan untuk menstimulasi aktifitas jasad renik .
2. Bioaugmentasi adalah penambahan kultur-kultur spesifik dari organism yang berperan secara spesifik dan telah teruji kemampuannya.
3. Rekayasa design dan rekayasa bioproses untuk optimasi sistem.
4. Rekayasa genetika untuk meningkatkan kemampuan agen hayati utama dalam bioremediasi.

Bioremediasi bisa dilakukan 2 macam yaitu *in-situ* dan *ex-situ* yang ditampilkan pada Gambar 1.6



**Gambar 1.6** Aplikasi teknologi bioproses pada bioremediasi: (a) Bioremediasi in-situ, (b) Bioremediasi ex-situ

### 1.3 PERKEMBANGAN ILMU TEKNOLOGI BIOPROSES

Perkembangan bioproses berkembang sangat pesat, terutama di negara-negara maju. Kemajuan ini ditandai dengan ditemukannya berbagai macam teknologi seperti rekayasa genetika, kultur jaringan, DNA rekombinan, pengembangbiakan sel induk, *cloning* dan lain-lain. Teknologi ini memungkinkan kita untuk memperoleh penyembuhan penyakit-penyakit genetik maupun kronis yang belum dapat disembuhkan, seperti kanker ataupun

AIDS. Penelitian di bidang pengembangan sel induk juga memungkinkan para penderita *stroke* ataupun penyakit lain yang mengakibatkan kehilangan atau kerusakan pada jaringan tubuh dapat sembuh seperti sediakala. Penerapan bioproses di masa ini juga dapat dijumpai pada pelestarian lingkungan hidup dari polusi. Sebagai contoh, pada penguraian minyak bumi yang tertumpah ke laut oleh bakteri dan penguraian zat-zat yang bersifat toksik (racun) di sungai atau laut dengan menggunakan bakteri jenis baru. Penelitian tentang bioproses saat ini juga mulai diterapkan untuk pembuatan bahan bakar minyak dan berbagai sumber biomassa.

## **RANGKUMAN**

Perkembangan ilmu di bidang bioproses memberikan kontribusi yang sangat besar untuk memenuhi kebutuhan hidup manusia. Hasil-hasil penelitian di bidang bioproses membutuhkan ilmu teknik kimia untuk menghasilkan produk yang berkualitas tinggi dan ekonomis. Bioproses bisa diaplikasikan di berbagai bidang seperti teknologi pangan dan farmasi.

## **LATIHAN SOAL**

1. Jelaskan peranan teknik kimia dalam bidang bioproses serta berikan contoh dalam industri makanan, minuman dan farmasi yang pernah saudara manfaatkan.
2. Carilah dalam bentuk video dari berbagai sumber proses produksi yang memanfaatkan bioproses.

## MODUL 2

### KINETIKA ENZIM

#### PENDAHULUAN

Enzim adalah biokatalisator yang dihasilkan oleh sel enzim berfungsi untuk mempercepat reaksi kimia. Setelah reaksi berlangsung, enzim tidak mengalami perubahan jumlah, sehingga jumlah enzim sebelum dan setelah reaksi adalah tetap. Enzim mempunyai selektivitas dan spesifitas yang tinggi terhadap reaktan yang direaksikan dan jenis reaksi yang dikatalisasi. Modul ini diselesaikan dalam tiga kali tatap muka.

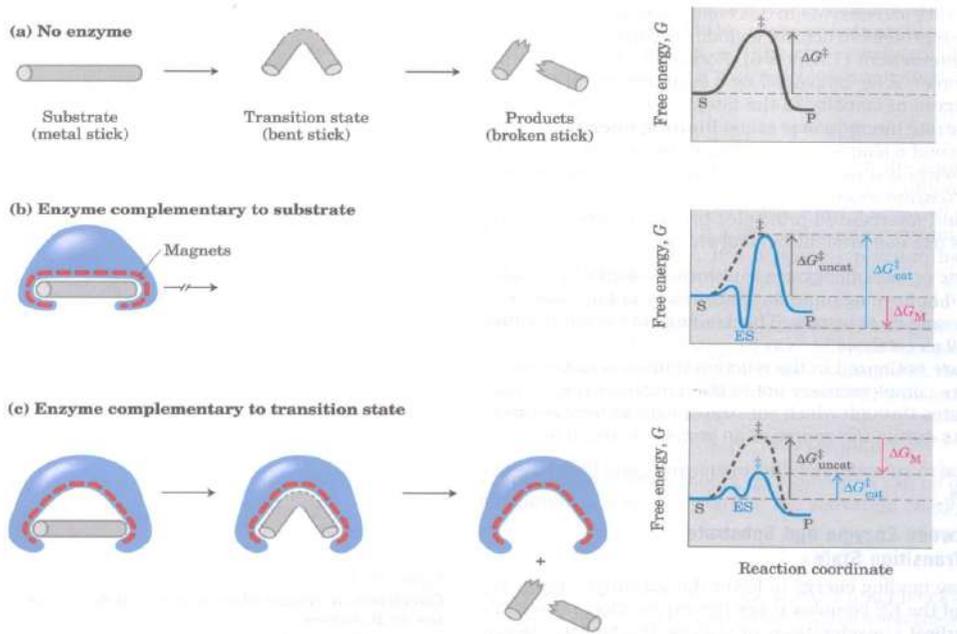
Kompetensi yang diharapkan, saudara dapat:

1. Menjelaskan tentang mekanisme kerja enzim
2. Menjelaskan klasifikasi enzim.
3. Menjelaskan kinetika enzim.
4. Menghitung konstanta *Michaelis Menten* dengan berbagai metode.

#### KEGIATAN BELAJAR 1

##### 2.1 MEKANISME KERJA ENZIM

Enzim merupakan katalis efektif, yang bertanggung jawab terhadap reaksi. Gambar 2.1 menunjukkan fungsi enzim dalam reaksi biologis. Dari gambar 2.1 dapat dilihat bahwa enzim meningkatkan kecepatan reaksi dengan cara menurunkan energi aktivasi. Energi aktivasi adalah energi yang diperlukan untuk mengaktifkan suatu reaktan sehingga dapat bereaksi untuk membentuk senyawa lain. Perbedaan antara koordinat energi dari reaksi enzimatik dan noenzimatik adalah jumlah energi ( $\Delta G$ ) yang diperlukan bagi reaktan (substrat) untuk mencapai keadaan teraktivasi.



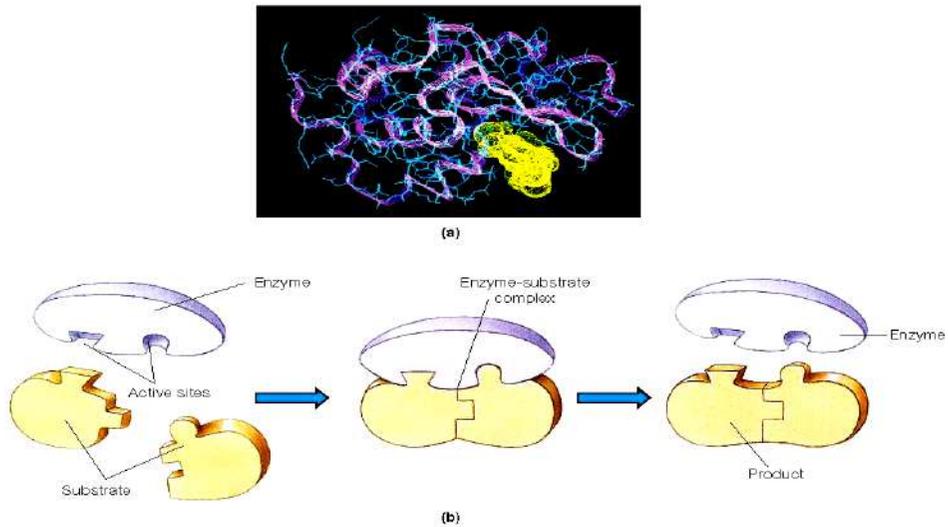
**Gambar 2.1** Proses reaksi enzimatik

Secara sederhana reaksi enzimatik dapat dijelaskan sebagai berikut (Gambar 2.2):



Keterangan: E : Enzim, S: Substrat (reaktan), ES: ikatan sementara, P: Hasil reaksi

1. Pada saat berlangsungnya reaksi enzimatik terjadi ikatan sementara antara enzim dengan substratnya (reaktan).
2. Ikatan sementara ini bersifat labil dan hanya untuk waktu yang singkat. Selanjutnya ikatan enzim-substrat akan pecah menjadi enzim dan hasil akhir.
3. Enzim yang terlepas kembali setelah reaksi dapat berfungsi lagi sebagai biokatalisator untuk reaksi yang sama.
4. Substrat terikat pada sisi aktif yaitu cekukan pada protein yg berisi asam amino, merupakan bagian penting untuk terjadinya suatu reaksi kimia.
5. Sistem enzim-substrat untuk tiap-tiap reaksi enzimatik bersifat khusus.



**Gambar 2.2.** Proses terjadinya reaksi yang melibatkan enzim

Enzim tersusun dari protein yang dapat berupa protein sederhana atau protein yang terikat pada gugusan non-protein. Dialisis enzim dapat memisahkan bagian-bagian protein, yaitu bagian protein yang disebut apoenzim dan bagian nonprotein yang berupa koenzim, gugus prostetis dan kofaktor ion logam. Apabila bagian-bagian tersebut dipisahkan akan menjadi tidak aktif.

1. Biokatalisator adalah apoenzim yang bergabung dengan bagian nonprotein atau lebih dikenal dengan holoenzim.
2. Koenzim adalah bagian yang terikat secara lemah pada apoenzim (protein).
3. Gugus prostetik adalah bagian yang terikat dengan kuat pada apoenzim. Koenzim berfungsi menentukan jenis reaksi kimia yang dikatalisis enzim. Koenzim dan gugus prostetik berfungsi sama.
4. Ion logam adalah komponen yang sangat penting, diperlukan untuk memantapkan struktur protein dengan adanya interaksi antar muatan.

## 2.2 PENAMAAN DAN KLASIFIKASI ENZIM

Pada umumnya pemberian nama enzim berdasarkan nama substrat yang dikatalisis atau daya katalisisnya dengan penambahan kata *-ase*. Contoh, enzim proteinase adalah enzim yang dapat mengkatalisis pemecahan protein. Enzim dapat digolongkan berdasarkan tempat bekerjanya, substrat yang dikatalisis, daya katalisisnya, dan cara terbentuknya.

### Klasifikasi Enzim Berdasarkan Fungsi Katalitik

Klasifikasi enzim berdasarkan fungsi katalitik dapat dilihat pada Tabel 2.1.

**Tabel 2.1** Klasifikasi enzim berdasarkan fungsi katalitik

No. kelas	Enzim	Fungsi Katalitik	Contoh
1	Oksidoreduktase	Reaksi oksidasi-reduksi	<b>Oksigenase</b> $2 O_2 + 2 \text{ substrat} \rightarrow 2 \text{ substrat-O}$ <b>Hidroksilase</b> $\text{Substrat} + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow 2 \text{ substrat-O}$ <b>Dehidrogenase</b> $NaNO_3 + (e^- + H^+) \rightarrow NaNO_2$
2	Transferase	Reaksi transfer gugusan	<b>Transaminase;</b> Transferase yang memindahkan gugusan amina. <b>Transfosforilase;</b> Transferase yang memindahkan gugusan fosfat. <b>Transasilase;</b> Transferase yang memindahkan gugusan asil.
3	Hidrolase	Reaksi hidrolitik	<b>Karboksilesterase</b> Hidrolase yang menghidrolisis gugusan ester karboksil <b>Lipase</b> Hidrolase yang menghidrolisis lemak

			<b>Peptidase</b> Hidrolase yang menghidrolisis protein dan polipeptida
4	Ligase	Reaksi yang menggabungkan bersama dua molekul yang dirangkai dengan hidrolisis dari ikatan pirofosfat berenergi tinggi.	<b>Enzim asetat=CoA-SH ligase</b> Asetat + CoA-SH + ATP $\leftrightarrow$ Asetil CoA + AMP + P-P
5	Liase	Reaksi yang melibatkan eliminasi dari suatu gugusan melalui pembelahan suatu ikatan (meninggalkan suatu ikatan ganda) atau penambahan suatu gugusan pada suatu ikatan ganda.	<b>L malat hidroliaze (fumarase)</b> Enzim yang mengkatalisis pengambilan air dari malat sehingga menghasilkan fumarat. <b>Dekarbosilase</b> Enzim yang mengkatalisis reaksi pengambilan gugus karboksil.
6	Isomerase	Reaksi yang melibatkan isomerisasi	<b>Rasemase</b> Merubah l-alanin $\leftrightarrow$ D-alanin <b>Epimerase</b> Merubah D-ribulosa-5-fosfat $\leftrightarrow$ D-xylulosa-5-fosfat <b>Cis-trans isomerase</b> Merubah transmetinal $\leftrightarrow$ cisrentolal
7	Enzim lain dengan tatanama berbeda Beberapa enzim yang penamaannya tidak menurut cara di atas, misalnya enzim pepsin, tripsin, dan sebagainya serta enzim yang termasuk enzim permease. Permease adalah enzim yang berperan dalam menentukan sifat selektif permeabel dari membran sel.		

## **Klasifikasi Enzim Berdasarkan Cara Terbentuknya**

Klasifikasi enzim berdasarkan cara terbentuknya dibedakan 2 macam yaitu enzim konstitutif dan enzim adaptif.

### **1. Enzim konstitutif**

Di dalam sel terdapat enzim yang merupakan bagian dari susunan sel normal, sehingga enzim tersebut selalu ada umumnya dalam jumlah tetap pada sel hidup. Walaupun demikian ada enzim yang jumlahnya dipengaruhi kadar substratnya, misalnya enzim amilase. Sedangkan enzim-enzim yang berperan dalam proses respirasi jumlahnya tidak dipengaruhi oleh kadar substratnya.

### **2. Enzim adaptif**

Perubahan lingkungan mikroba dapat menginduksi terbentuknya enzim tertentu. Induksi menyebabkan kecepatan sintesis suatu enzim dapat dirangsang sampai beberapa ribu kali. Enzim adaptif adalah enzim yang pembentukannya dirangsang oleh adanya substrat. Sebagai contoh adalah enzim beta galaktosidase yang dihasilkan oleh bakteri *E.coli* yang ditumbuhkan di dalam medium yang mengandung laktosa. Mula-mula *E. coli* tidak dapat menggunakan laktosa sehingga awalnya tidak nampak adanya pertumbuhan (fase lag/fase adaptasi panjang) setelah beberapa waktu baru menampakkan pertumbuhan. Selama fase lag tersebut *E. coli* membentuk enzim beta galaktosidase yang digunakan untuk merombak laktosa.

## **RANGKUMAN**

Enzim merupakan katalis biologi yang mempunyai peranan besar dalam kehidupan. Enzim berfungsi untuk menurunkan energi aktivasi dalam suatu reaksi biologi. Berdasarkan fungsi katalitik enzim dapat dibedakan atas:

1. Oksidoreduktase
2. Transferase
3. Hidrolase
4. Liase
5. Lagase
6. Isomerase
7. Enzim dengan tatanama yang berbeda seperti tripsin.

Berdasarkan cara terbentuk yaitu enzim konstitutif dan enzim adaptif.

## LATIHAN SOAL

Manakah reaksi dibawah ini dikatalisis oleh suatu isomerase, liase, hidrolase atau transferase

- Protein  $\rightarrow$  asam amino
- Histidin  $\rightarrow$  histamin + CO<sub>2</sub>
- Glukosa 6-fosfat  $\rightarrow$  glukosa + H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>
- H<sub>3</sub>CCO<sub>2</sub>COOH + 2H<sub>2</sub>  $\rightarrow$  H<sub>3</sub>CCHOHCOOH
- Asetilkolin  $\rightarrow$  asam asetat + kolin

## KEGIATAN BELAJAR 2

### 2.3 KINETIKA ENZIM

Persamaan kinetika enzim dapat digambarkan sebagai berikut:



Dimana :

$k_1$  : kecepatan konstan pembentukan ES kompleks

$k_2$  : kecepatan konstan konversi ES kompleks ke P

$k_{-1}$  : kecepatan konstan pemecahan ES kompleks ke E bebas

Enzim sangat efisien dalam mengkatalis suatu reaksi, *steady state* (keseimbangan reaksi) segera dapat tercapai apabila : Kecepatan pembentukan ES kompleks sama dengan kecepatan pemecahannya.

Laju pembentukan produk dari reaksi adalah

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2[ES] \quad [1]$$

Dimana  $v$  = laju pembentukan produk atau pemakaian substrat (mol/l.s)

Laju pembentukan [ES] Kompleks

$$\frac{d[ES]}{dt} = k_1[E][S] - k_{-1}[ES] - k_2[ES] \quad [2]$$

$$[E] = [E_0] - [ES] \quad [3]$$

Ada 2 pendekatan dalam penyelesaian kinetika reaksi enzim :

- a. Pendekatan *rapid equilibrium*
- b. Pendekatan *quasi-steady-state*

**Pendekatan *Rapid Equilibrium***

Dari persamaan (2) didapatkan

$$K_m = \frac{k_{-1}}{k_1} = \frac{[E][S]}{[ES]} \tag{4}$$

Substitusi persamaan (4) ke (3)

$$[ES] = \frac{[E_o][S]}{[S] + (k_{-1}/k_1)} = \frac{[E_o][S]}{[S] + K_m} \tag{5}$$

Substitusi persamaan (5) ke (1)

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2[ES] = k_2 \frac{[E_o][S]}{[S] + K_m} \tag{6}$$

Jika  $V_m = k_2 [E_o]$

$$v = k_2 \frac{[E_o][S]}{[S] + K_m} = \frac{V_m[S]}{[S] + K_m} \tag{7}$$

Persamaan (7) dikenal sebagai persamaan *Michaelis Menten*. Ketika kondisi diatur sehingga  $[S] = K_m$ , maka

$$V = \frac{V_m[S]}{[S] + [S]} \text{ dimana } V = V_{max}/2 \tag{8}$$

**Pendekatan *Quasi-Steady-State***

$$K_m = \frac{k_{-1} + k_1}{k_2} \tag{9}$$

Dari persamaan (2) didapatkan  $[ES]$

$$[ES] = \frac{k_1[E][S]}{k_{-1} + k_2} \tag{10}$$

Substitusi persamaan (3) ke (10)

$$[ES] = \frac{k_1([E_o] - [ES])[S]}{k_{-1} + k_2} = \frac{[E_o][S]}{\frac{k_{-1} + k_2}{k_1} + [S]} \tag{11}$$

Substitusi persamaan (11) ke (1)

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2[ES] = k_2 \frac{[E_0][S]}{\frac{k_{-1}+k_2}{k_1}+[S]} \quad [12]$$

Jika  $V_m = k_2 [E_0]$ , maka

$$v = \frac{V_m[S]}{[S]+K_m} \quad [13]$$

## 2.4 FAKTOR-FAKTOR YANG MEMPENGARUHI REAKSI ENZIMATIK

Protein adalah bagian utama enzim yang dihasilkan sel. Oleh karena itu hal-hal yang dapat mempengaruhi protein dan sel akan berpengaruh terhadap reaksi enzimatik.

### 1. Substrat (reaktan)

Kecepatan reaksi enzimatik dipengaruhi oleh konsentrasi substrat. Penambahan konsentrasi substrat sampai jumlah tertentu dengan jumlah enzim yang tetap, akan mempercepat reaksi enzimatik sampai mencapai maksimum. Penambahan substrat selanjutnya tidak akan menambah kecepatan reaksi. Kecepatan reaksi enzimatik juga dipengaruhi kadar enzim, jumlah enzim yang terikat substrat (ES) dan konstanta Michaelis Menten ( $K_m$ ).  $K_m$  menggambarkan kesetimbangan disosiasi kompleks ES menjadi enzim dan substrat. Nilai  $K_m$  kecil berarti enzim mempunyai afinitas tinggi terhadap substrat maka ikatan kompleks ES semakin kuat, sehingga kesetimbangan reaksi kearah kompleks ES. Apabila nilai  $K_m$  besar berarti enzim mempunyai afinitas rendah terhadap substrat, sehingga kesetimbangan reaksi kearah  $E + S$ .

### 2. Temperatur

Seperti reaksi kimia pada umumnya, maka reaksi enzimatik dipengaruhi oleh temperatur. Kenaikan temperatur sampai optimum akan diikuti pula oleh kenaikan kecepatan reaksi enzimatik. Kepekaan enzim terhadap temperatur pada keadaan temperatur melebihi optimum disebabkan terjadinya perubahan fisikokimia protein penyusun enzim. Umumnya enzim mengalami kerusakan (denaturasi) pada temperatur diatas  $50^{\circ}\text{C}$ . Walaupun demikian ada

beberapa enzim yang tahan terhadap suhu tinggi, misalnya taka-diastrase dan tripsin.

### 3. Keasaman (pH)

pH dapat mempengaruhi aktivitas enzim. Daya katalisis enzim menjadi rendah pada pH rendah maupun tinggi, karena terjadinya denaturasi protein enzim. Enzim mempunyai gugus aktif yang bermuatan positif (+) dan negatif (-). Aktivitas enzim akan optimum kalau terdapat keseimbangan antara kedua muatannya. Pada keadaan asam, muatannya cenderung positif dan pada keadaan basis, muatannya cenderung negatif sehingga aktivitas enzimnya menjadi berkurang atau bahkan menjadi tidak aktif. pH optimum untuk masing-masing enzim tidak selalu sama. Sebagai contoh amilase jamur mempunyai pH optimum 5.0, dan arginase mempunyai pH optimum 10.

### 4. Penghambat enzim (inhibitor)

Inhibitor enzim adalah zat atau senyawa yang dapat menghambat enzim dengan beberapa cara penghambatan adalah penghambat kompetitif, penghambat non kompetitif, penghambat umpat balik dan penghambat alosterik.

### 5. Aktivator (penggiat) atau kofaktor

Aktivator atau kofaktor adalah suatu zat yang dapat mengaktifkan enzim yang semula belum aktif. Enzim yang belum aktif disebut pre-enzim atau zymogen (simogen). Kofaktor dapat berbentuk ion-ion dari unsur H, Fe, Cu, Mg, Mo, Zn, Co, atau berupa koenzim, vitamin, dan enzim lain.

### 6. Penginduksi (induktor)

Induktor adalah suatu substrat yang dapat merangsang pembentukan enzim. Sebagai contoh adalah laktosa dapat menginduksi pembentukan enzim beta galaktosidase.

## RANGKUMAN

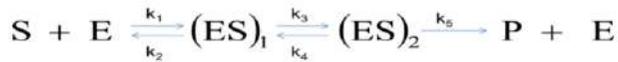
Reaksi enzimatik bisa digambarkan dengan persamaan Michaelis Menten. Penyelesaian persamaan reaksi enzimatik bisa dilakukan dengan metode

- a. *The equilibrium approach*
- b. *The quasi-steady-state approach*

Hal-hal yang mempengaruhi reaksi enzimatik adalah konsentrasi substrat, temperatur, keasaman, penghambat enzim, aktifator dan penginduksi.

### LATIHAN

1. Perhatikan persamaan reaksi berikut:



Turunkanlah persamaan untuk pembentukan produk

$$[v = k_5(ES)_2]$$

Dengan menggunakan metode

- a. *The equilibrium approach*
- b. *The quasi-steady-state approach*

2. Jelaskanlah hal-hal yang mempengaruhi reaksi enzimatik.
3. Jelaskanlah apa yang dimaksud dengan penghambat kompetitif, penghambat non kompetitif, penghambat umpat balik dan penghambat alosterik dalam reaksi enzimatik.

### KEGIATAN BELAJAR 3

#### 2.5 MENGHITUNG KONSTANTA MICHAELIS-MENTEN

Persamaan *Michaelis Menten* dinyatakan sebagai:

$$v = \frac{V_m[S]}{[S] + K_m} \quad [13]$$

Kecepatan maksimal dapat dinyatakan secara aljabar dengan menggantikan  $\frac{1}{2} V_m$  dalam persamaan

$$\frac{V_m}{2} = \frac{V_m[S]}{[S] + K_m} \quad [14]$$

Dalam keadaan seperti ini, persamaan dapat disusun kembali menjadi:

$$[S] + K_m = 2[S] \quad \text{atau} \quad K_m = [S]$$

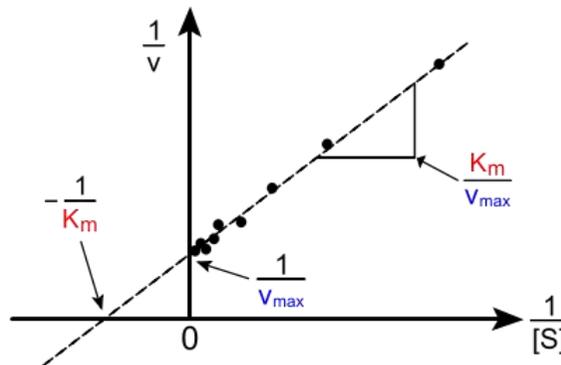
### ***Lineweaver-Burk***

Salah satu cara untuk mengevaluasi nilai  $K_m$  dan  $V_m$  adalah memplot data kinetik sebagai perbandingan terbalik dari  $v$  dan  $[S]$ . Jika perbandingan terbalik masing-masing sisi dari persamaan *Michaelis-Menten* diambil, maka dapat diturunkan pernyataan sebagai berikut:

$$\frac{1}{v} = \frac{K_m}{V_m} \times \frac{1}{[S]} + \frac{1}{V_m} \quad [15]$$

Persamaan ekuivalen untuk pernyataan matematis suatu garis lurus  $y = ax + b$ . Jadi, idealnya suatu plot *Lineweaver-Burk* dari data kinetik menghasilkan suatu garis lurus dengan suatu kemiringan  $K_m/V_m$  dan intersep  $1/V_m$ .

Keuntungan plot ini adalah tidak perlu mengukur  $v$  pada konsentrasi substrat yang sangat tinggi (sulit dilakukan pada percobaan). Gambar 2.3 menunjukkan suatu plot untuk kinetika normal.



**Gambar 2.3** Plot grafik dengan metode Lineweaver-Burk

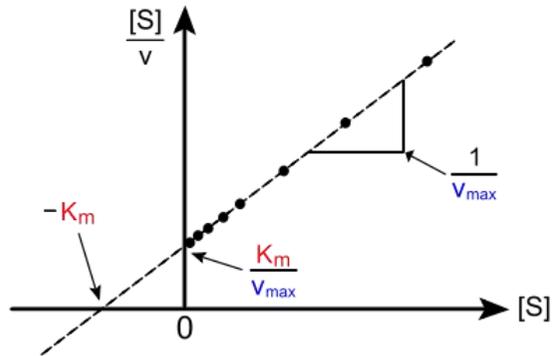
### ***Hanes-Woolf***

Metode *Hanes-Woolf* mempermudah pencocokan kurva karena titik data yang lebih dapat diandalkan pada konsentrasi substrat yang lebih rendah dan memberikan makna yang lebih besar pada ekstrapolasi.

Persamaan (14) dapat disusun menjadi:

$$v = V_m - K_m \frac{v}{[S]} \quad [16]$$

Plot grafik untuk *Hanes-Woolf* ditampilkan pada Gambar 2.4.



**Gambar 2.4** Plot grafik dengan metode Hanes-Woolf

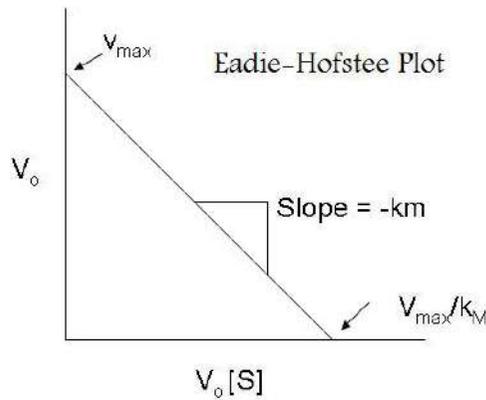
### *Eadie-Hofstee*

Metode *Eadie-Hofstee* menghasilkan  $K_m$  dan  $V_m$  dengan cara yang langsung dan memaparkan awal dari linearitas yang kemungkinan ditutupi oleh grafik lain.

Persamaan (14) dapat disusun menjadi

$$v = V_m - K_m \frac{v}{[S]} \quad [17]$$

Plot grafik untuk *Hanes-Woolf* ditampilkan pada Gambar 2.5.



**Gambar 2.5** Plot grafik dengan metode *Eadie-Hofstee*

## 2.6 PENGGUNAAN ENZIM DALAM INDUSTRI

Tabel 2.2 menunjukkan beberapa pemanfaatan enzim dalam industri.

**Tabel 2.2** Penggunaan enzim secara komersial

No.	Enzim	Penggunaan
1.	Protease a. Alkalase b. Bromelain c. Papain d. Pepsin e. Renin	Aditif deterjen untuk menghilangkan noda protein Pelunak daging Stabilisator untuk bir yang tahan beku; pelunak daging Membantu pencernaan dalam makanan sebelum dimasak Membantu membuat keju
2.	Karbohidrase a. Amilase b. Aminoglukosidase c. Glukosa isomerase  d. Laktase	Membantu pencernaan dalam makanan sebelum dimasak Produksi dekstrosa dari kanji Produksi fruktosa dan sirup tinggi fruktosa dari kanji jagung yang terhidrolisis. Pencegahan Kristal laktosa dalam es krim Produksi susu laktosa terhidrolisis untuk konsumsi Penjernihan anggur dari sari buah
3.	Katalase	Pengangkatan hydrogen peroksida setelah pasteurisasi dingin dari susu untuk pembuatan keju.
4.	Lipase	Produksi rasa dari keju
5.	Lipoksigenase	Pemutihan roti

### RANGKUMAN

- Penentuan parameter Michaelis Menten dapat dilakukan dengan 3 metode yaitu yaitu metode:
  1. Lineweaver-Burk
  2. Hanes-Woolf
  3. Eadie-Hofstee
- Penggunaan enzim telah banyak dipergunakan oleh industri makanan, minuman dan farmasi.

## LATIHAN SOAL

1. Dari data berikut diambil dari eksperimen dengan 2 konsentrasi awal enzim yang berbeda:

V (g/l.min) ([E <sub>0</sub> ]=0.015 g/l)	[S] (g/l)	V (g/l.min) ([E <sub>0</sub> ]=0.00875 g/l)
1.14	20.0	0.67
0.87	10.0	0.51
0.70	6.7	0.41
0.59	5.0	0.34
0.50	4.0	0.29
0.44	3.3	
0.39	2.9	
0.35	2.5	

Hitung parameter *Michaelis Menten* dengan 3 metoda diatas.

- K<sub>m</sub>
  - V<sub>m</sub> untuk [E<sub>0</sub>] = 0.015 g/l
  - V<sub>m</sub> untuk [E<sub>0</sub>] = 0.00875 g/l
2. Gambarkan plot *Lineweaver-Burk* menggunakan informasi eksperimental berikut:

No.	[S] mM	V (mmol min <sup>-1</sup> mg <sup>-1</sup> )
1.	3	2,29 x 10 <sup>3</sup>
2.	5	3,2 x 10 <sup>3</sup>
3.	7	3,86 x 10 <sup>3</sup>
4.	9	4,36 x 10 <sup>3</sup>
5.	11	4,75 x 10 <sup>3</sup>

Hitunglah nilai K<sub>m</sub> dan V<sub>m</sub>



## **PENDAHULUAN**

Salah satu konsep sederhana dalam teknik pemrosesan adalah neraca massa. Karena massa dikonservasi setiap saat dalam proses biologi, hukum konservasi massa memberikan kerangka teoritis untuk neraca massa. Neraca massa merupakan bantuan yang memudahkan untuk analisa teknik dan mempelajari pergerakan massa masuk dan keluar.

Pada modul ini dijelaskan bagaimana hukum konservasi massa diterapkan untuk atom, spesies molekuler dan massa total dan mempersiapkan teknik formal untuk penyelesaian masalah neraca massa dengan atau tanpa reaksi. Aspek dari stoikiometri metabolik adalah pembahasan perhitungan kebutuhan nutrien dan oksigen selama proses fermentasi. Mikroorganisme memerlukan nutrien untuk pertumbuhan dan pembentukan produk. Perhitungan neraca massa diperlukan untuk mengetahui banyaknya mikroba yang tumbuh dan produk yang terbentuk. Nutrien yang diperlukan untuk pertumbuhan adalah karbon, nitrogen pospor. Selain itu diperlukan mineral, vitamin dan oksigen untuk menunjang proses pertumbuhan mikroba. Pengetahuan tentang komposisi elemen penyusun komponen larutan fermentasi seperti C, H, N, O, P, S, Mg, Na dan K dibutuhkan dalam perhitungan neraca massa.

Pengetahuan neraca massa sangat diperlukan untuk memahami neraca massa dengan atau tanpa menggunakan reaksi yang melibatkan mikroorganisme.

Kompetensi yang diharapkan, saudara dapat:

1. Dapat mengetahui perhitungan neraca massa baik dengan atau tanpa reaksi
2. Mampu mengaplikasikan konsep perhitungan neraca massa dalam bioproses

## KEGIATAN BELAJAR 1

### 3.1 PENGANTAR PERHITUNGAN TEKNIK

#### 3.1.1 SATUAN

Sistem metrik satuan berasal dari Majelis Nasional Prancis pada tahun 1790. Pada tahun 1960 sistem ini dirasionalisasi dan SI atau *Syste`me International d'Unite's* diadopsi sebagai standar internasional. Awalan SI yang digunakan untuk menunjukkan kelipatan dan sub-kelipatan satuan tercantum pada Tabel 3.1. Meskipun unit SI digunakan secara luas, namun tidak ada satu sistem unit yang memiliki aplikasi universal. Secara khusus, insinyur di Amerika Serikat terus menerapkan satuan *British*. Selain itu, banyak data properti fisik yang dikumpulkan sebelum 1960 diterbitkan dalam daftar dan tabel menggunakan unit yang tidak standar.

**Tabel 3.1** Awalan SI

Faktor	Awalan	Simbol	Faktor	Awalan	Simbol
$10^{-1}$	deci*	d	$10^{18}$	Exa	E
$10^{-2}$	centi*	c	$10^{15}$	Peta	P
$10^{-3}$	milli	m	$10^{12}$	Tera	T
$10^{-6}$	micro	$\mu$	$10^9$	Giga	G
$10^{-9}$	nano	n	$10^6$	Mega	M
$10^{-12}$	pico	p	$10^3$	Kilo	k
$10^{-15}$	femto	f	$10^2$	hector*	h
$10^{-18}$	atto	a	$10^1$	deka*	da

\* Digunakan untuk area dan volume.

Dari Paulin M. Doran-Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012.

Dalam perhitungan ini sering diperlukan untuk mengkonversi satuan. Satuan diubah menggunakan faktor konversi. Beberapa faktor konversi, seperti 1 inci = 2,54 cm dan 2,20 lb = 1 kg. Beberapa variabel fisik memiliki beberapa satuan metrik yang umum digunakan. Misalnya, viskositas sebagai centipoise atau  $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-1}$ ; Tekanan dapat diberikan di atmosfer, pascal atau milimeter merkuri. Konversi satuan tampaknya cukup sederhana; Namun, kesulitan dapat timbul bila beberapa variabel dikonversi dalam satu persamaan. Dengan demikian, diperlukan pendekatan matematis yang terorganisir. Sebagai contoh, faktor konversi:

$$1 \text{ lb} = 453,6 \text{ g}$$

Dapat dikonversi dengan membagi kedua sisi persamaan dengan 1 lb:

$$1 = \left| \frac{453,6 \text{ g}}{1 \text{ lb}} \right|$$

Demikian pula pembagian kedua sebesar 453,6 g memberikan:

$$\left| \frac{1 \text{ lb}}{453,6 \text{ g}} \right| = 1$$

Sebagai contoh: untuk menghitung berapa pon dalam 200 g, dapat dikonversi menjadi:

$$200 \text{ g} = 200 \text{ g} \cdot \left| \frac{1 \text{ lb}}{453,6 \text{ g}} \right| = 0.441 \text{ lb}$$

Perhitungan yang lebih rumit yang melibatkan persamaan lengkap diberikan pada Contoh 3.1.

### Contoh 3.1 Konversi Satuan

Udara dipompa melalui lubang yang direndam cairan. Ukuran gelembung yang meninggalkan orifice tergantung pada diameter lubang dan sifat cairan. Persamaan yang mewakili situasi ini adalah:

$$\frac{g(\rho_L - \rho_G)D_b^3}{\sigma D_o} = 6$$

Dimana  $g$  = percepatan gravitasi = 32,174 ft s<sup>-2</sup>;  $\rho_L$  = densitas cairan = 1 g cm<sup>-3</sup>;  $\rho_G$  = kerapatan gas = 0,081 lb ft<sup>-3</sup>;  $D_b$  = diameter gelembung;  $\sigma$  = tegangan permukaan gas-cair = 70,8 dyn cm<sup>-1</sup>; Dan  $D_o$  = orifice diameter = 1 mm.

Hitunglah diameter gelembung  $D_b$ .

Penyelesaian :

Mengkonversi data ke satuan yang konsisten, misalnya g, cm, s. Faktor konversi yang dibutuhkan adalah:

- 1 ft = 0,3048 m
- 1 lb = 453,6 g
- 1 dyn cm<sup>-1</sup> = 1 g s<sup>-2</sup>
- 1 m = 100 cm

- 10 mm = 1 cm

Konversi satuan:

$$g = 32,174 \frac{ft}{s^2} \cdot \left| \frac{0,3048 m}{1 ft} \right| \cdot \left| \frac{100 cm}{1 m} \right| = 980,7 cm s^{-2}$$

$$\begin{aligned} \rho_G &= 0,081 \frac{lb}{ft^3} \cdot \left| \frac{453,6 g}{1 lb} \right| \cdot \left| \frac{1 ft}{0,3048 m} \right|^3 \cdot \left| \frac{1 m}{100 cm} \right|^3 \\ &= 1,30 \times 10^{-3} g cm^{-2} \end{aligned}$$

$$\sigma = 70,8 dyn cm^{-1} \cdot \left| \frac{1 g s^{-2}}{1 dyn cm^{-1}} \right| = 70,8 g s^{-2}$$

$$D_o = 1 mm \cdot \left| \frac{1 cm}{10 mm} \right| = 0.1 cm$$

Mengatur ulang persamaan untuk  $D_b^3$ :

$$D_b^3 = \frac{6 \sigma D_o}{g(\rho_L - \rho_G)}$$

$$D_b^3 = \frac{6 (70,8 g s^{-2})(0,1 cm)}{980,7 cm s^{-2}(1 g cm^{-2} - 1,30 \times 10^{-3} g cm^{-2})} = 4,34 \times 10^{-2} cm^3$$

$$D_b = 0,35 cm$$

### 3.1.2 GAYA DAN BERAT

Menurut hukum Newton, gaya yang diberikan pada tubuh bergerak sebanding dengan massanya dikalikan dengan akselerasi. Satuan gaya dalam sistem SI adalah  $kg m s^{-2}$ . Secara analog,  $g cm s^{-2}$  dan  $lb ft s^{-2}$  adalah satuan gaya dalam sistem metrik dan *British*. Dalam SI, turunan satuan untuk gaya adalah newton, disingkat N:

$$1 N = 1 kg m s^{-2}$$

Dalam sistem *British*, turunan satuan untuk gaya adalah pon-force, yang dilambangkan  $lbf$ . Satu pon-force didefinisikan sebagai (massa 1 pon) x (percepatan gravitasi). Dalam sistem satuan yang berbeda, percepatan gravitasi ( $g$ ) adalah:

$$g = 9,8066 m s^{-2}$$

$$g = 980,66 cm s^{-2}$$

$$g = 32,174 \text{ ft s}^{-2}$$

Karena itu:

$$1 \text{ lb}_f = 32,174 \text{ lb}_m \text{ ft s}^{-2}$$

Untuk mengubah gaya dari satuan yang ditetapkan ke satuan alami, digunakan  $g_c$ . Bentuk  $g_c$  bergantung pada satuan yang dikonversi :

$$g_c = 1 = \left| \frac{1 \text{ N}}{1 \text{ kg m s}^{-2}} \right| = \left| \frac{1 \text{ lb}_f}{32,174 \text{ lb}_m \text{ ft s}^{-2}} \right|$$

Penerapan  $g_c$  diilustrasikan pada Contoh 2.2.

### Contoh 3.2 Penggunaan $g_c$

Hitunglah energi kinetik 250  $\text{lb}_m$  cairan yang mengalir melalui pipa pada kecepatan 35  $\text{ft s}^{-1}$ . Ungkapkan jawaban Anda dalam satuan  $\text{ft lb}_f$ .

Penyelesaian :

Energi kinetik diberikan dengan persamaan:

$$\text{kinetic energy} = E_k = \frac{1}{2} M v^2$$

Dimana M adalah massa dan v adalah kecepatan. Dengan menggunakan nilai yang diberikan:

$$E_k = \frac{1}{2} (250 \text{ lb}_m) \left( 35 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2 = 1,531 \times 10^5 \frac{\text{lb}_m \text{ft}^2}{\text{s}^2}$$

Mengalikan dengan  $g_c$  memberikan:

$$E_k = 1,531 \times 10^5 \frac{\text{lb}_m \text{ft}^2}{\text{s}^2} \cdot \left| \frac{1 \text{ lb}_f}{32,174 \text{ lb}_m \text{ ft s}^{-2}} \right|$$

$$E_k = 4.760 \text{ ft lb}_f$$

Berat adalah kekuatan dimana tubuh tertarik oleh gravitasi ke pusat bumi. Oleh karena itu, berat suatu benda akan berubah tergantung lokasinya, sedangkan massanya tidak akan berubah. Perubahan berat badan sesuai dengan nilai percepatan gravitasi ( $g$ ), yang bervariasi sekitar 0,5% di atas permukaan bumi. Menggunakan hukum Newton dan tergantung pada nilai  $g$  yang tepat, berat massa 1 kg adalah sekitar 9,8 newton; Berat massa 1 lb sekitar 1  $\text{lb}_f$ .

### 3.1.3 KONVENSI PENGUKURAN

Bagian ini mencakup beberapa definisi dan teknik konvensi yang berguna yang akan diterapkan di seluruh teks.

#### A. Densitas

Densitas adalah variabel substansial yang didefinisikan sebagai massa per satuan volume dengan simbol  $\rho$ . Satuan untuk densitas misalnya,  $\text{g cm}^{-3}$ ,  $\text{kg m}^{-3}$  dan  $\text{lb ft}^{-3}$ . Jika densitas aseton adalah  $0,792 \text{ g cm}^{-3}$ , massa  $150 \text{ cm}^3$  aseton dapat dihitung sebagai berikut:

$$150 \text{ cm}^3 \left( \frac{0,792 \text{ g}}{\text{cm}^3} \right) = 119 \text{ g}$$

Densitas padatan dan cairan sedikit berbeda dengan suhu. Densitas air pada suhu  $4^\circ\text{C}$  adalah  $1,0000 \text{ g cm}^{-3}$ , atau  $62,4 \text{ lb ft}^{-3}$ . Densitas larutan adalah fungsi dari kedua konsentrasi dan suhu. Densitas gas sangat bergantung pada suhu dan tekanan.

#### B. Spesifik Gravity

Spesifik Gravity, juga dikenal sebagai 'densitas relatif', yang merupakan rasio dua densitas. Untuk cairan dan padatan, bahan referensi biasanya air. Untuk gas, udara biasanya digunakan sebagai referensi, namun gas referensi lainnya juga dapat ditentukan.

Seperti disebutkan sebelumnya, densitas cairan agak berbeda terhadap suhu. Dengan demikian, ketika menuliskan spesifik gravity, suhu bahan dan bahan referensinya ditentukan. Jika spesifik gravity etanol diberikan sebagai  $0,789_{4^\circ\text{C}}^{20^\circ\text{C}}$ , ini berarti bahwa spesifik gravity adalah 0,789 untuk etanol pada  $20^\circ\text{C}$  yang dihitung terhadap air pada suhu  $4^\circ\text{C}$ . Karena densitas air pada suhu  $4^\circ\text{C}$  hampir  $1,0000 \text{ g cm}^{-3}$ , kita dapat mengatakan densitas etanol pada suhu  $20^\circ\text{C}$  adalah  $0,789 \text{ g cm}^{-3}$ .

#### C. Volume Spesifik

Volume spesifik adalah kebalikan dari densitas.

## D. Mol

Mol adalah variabel substansial yang didefinisikan sebagai massa per berat molekul suatu senyawa dengan simbol  $n$ . Satuan untuk mol misalnya, g/mol, kg/mol, lbmol dan sebagainya. Jumlah mol dalam suatu massa bahan dihitung sebagai berikut:

$$\text{gram} - \text{moles} = \frac{\text{mass in grams}}{\text{molar mass in grams}}$$

$$\text{lb} - \text{moles} = \frac{\text{mass in lb}}{\text{molar mass in lb}}$$

Massa molar adalah massa satu mol dari zat. Massa molar disebut juga sebagai berat molekul, walaupun berat molekul suatu senyawa adalah kuantitas tak berdimensi yang dihitung sebagai jumlah bobot atom dari unsur-unsur yang membentuk molekul senyawa itu. Istilah lain untuk berat molekul yakni, 'massa molekul relatif' dan 'massa atom relatif'.

## E. Komposisi Kimia

Aliran proses biasanya terdiri dari campuran komponen atau larutan dari satu atau lebih zat terlarut. Istilah berikut digunakan untuk menentukan komposisi campuran dan larutan.

Fraksi mol komponen A dalam campuran didefinisikan sebagai:

$$\text{mole fraction } A = \frac{\text{number of moles of } A}{\text{total number of moles}}$$

Persen mol adalah fraksi mol x 100%. Dengan tidak adanya reaksi kimia dan hilangnya bahan dari sistem, komposisi campuran yang dinyatakan dalam fraksi mol atau % mol.

Fraksi massa komponen A dalam campuran didefinisikan sebagai:

$$\text{mass fraction } A = \frac{\text{mass of } A}{\text{total mass}}$$

Persen massa adalah fraksi massa x 100%; Fraksi massa dan persen massa juga disebut fraksi berat dan persen berat. Ungkapan umum lainnya untuk komposisi adalah berat-per-persen berat (% b/b). Sebagai contoh, larutan sukrosa dalam air dengan konsentrasi 40% b/b mengandung 40 g sukrosa per 100 g larutan, 40 ton

sukrosa per 100 ton larutan, sukrosa 40 lb per larutan 100 lb, dan seterusnya. Dengan tidak adanya reaksi kimia dan hilangnya bahan dari sistem, massa dan persen berat tidak berubah dengan suhu.

Fraaksi volume komponen A dalam campuran adalah:

$$\text{volume fraction } A = \frac{\text{volume of } A}{\text{total volume}}$$

Persen volume adalah fraksi volume x 100%. Meskipun tidak didefinisikan secara jelas sebagai persen volume, volume-per-persenvolume (% v/v). Misalnya, campuran asam sulfat yang mengandung 30 cm<sup>3</sup> asam dalam larutan 100 cm<sup>3</sup> disebut sebagai larutan 30% v/v. Berat-per-persen volume (% w/v) juga sering digunakan; Konsentrasi kodein sebesar 0,15% b/v berarti 0,15 g kodein per 100 ml larutan.

Komposisi gas umumnya dalam persen volume; Jika persentase angka diberikan tanpa spesifikasi, berarti diasumsikan sebagai persen volume. Menurut Tabel Internasional, komposisi udara adalah 20,99% oksigen, 78,03% nitrogen, 0,94% argon, dan 0,03% karbon dioksida; sejumlah kecil hidrogen, helium, neon, kripton, dan xenon 0,01%. Untuk beberapa tujuan, semua inerts disamakan dengan nitrogen dan komposisi udara sekitar 21% oksigen dan 79% nitrogen. Ini berarti bahwa sampel udara akan mengandung sekitar 21% oksigen menurut volume.

Ada banyak pilihan lain untuk mengekspresikan konsentrasi komponen dalam larutan dan campuran:

1. Mol per satuan volume (misalnya, gmol l<sup>-1</sup>, lbmol ft<sup>-3</sup>).
2. Massa per satuan volume (misalnya, kg m<sup>-3</sup>, g l<sup>-1</sup>, lb ft<sup>-3</sup>).
3. *Parts per million* (ppm) digunakan untuk larutan yang sangat encer. Biasanya, ppm adalah fraksi massa untuk padatan dan cairan dan fraksi mol untuk gas. Sebagai contoh, konsentrasi sulfur dioksida 80 ppm di udara berarti 80 gmol SO<sub>2</sub> per campuran gas 10<sup>6</sup> gmol. Pada tekanan rendah ini setara dengan 80 liter SO<sub>2</sub> per 10<sup>6</sup> liter campuran gas.
4. Molaritas, gmol l<sup>-1</sup>. Konsentrasi molar disingkat 1 M.
5. Molalitas, gmol per 1000 g pelarut.

6. Normalitas, mol setara  $l^{-1}$ . Konsentrasi normal disingkat 1 N dan mengandung satu equivalen gram-berat zat terlarut per liter larutan. Untuk asam atau basa, equivalen gram-berat adalah berat zat terlarut dalam gram yang akan menghasilkan atau bereaksi dengan satu gmol hidrogen. Dengan demikian, larutan HCl 1 N adalah sama dengan larutan 1 M; Di sisi lain 1 N larutan  $H_2SO_4$  atau 1 N larutan  $Ca(OH)_2$  adalah 0,5 M.
7. Formalitas, formula gram-berat  $l^{-1}$ . Jika berat molekul zat terlarut tidak jelas, formalitas dapat digunakan untuk mengekspresikan konsentrasi. Larutan formal mengandung satu formula gram-berat zat terlarut per liter larutan. Jika formula gram-berat dan gram-berat molekulnya sama, molaritas dan formalitasnya sama.

Di beberapa industri, konsentrasi dinyatakan secara tidak langsung dengan menggunakan spesifik gravity. Untuk zat terlarut dan pelarut tertentu, densitas dan spesifik gravity larutan secara langsung bergantung pada konsentrasi zat terlarut. Spesifik gravity mudah diukur menggunakan hidrometer yang dapat dikalibrasi dengan menggunakan skala khusus. Skala Baume'e, yang awalnya dikembangkan di Prancis untuk mengukur kadar garam dalam air garam, sudah umum digunakan. Satu skala Baume digunakan untuk cairan yang lebih ringan daripada air; selain itu juga digunakan untuk cairan yang lebih berat daripada air. Untuk cairan lebih berat dari air seperti larutan gula:

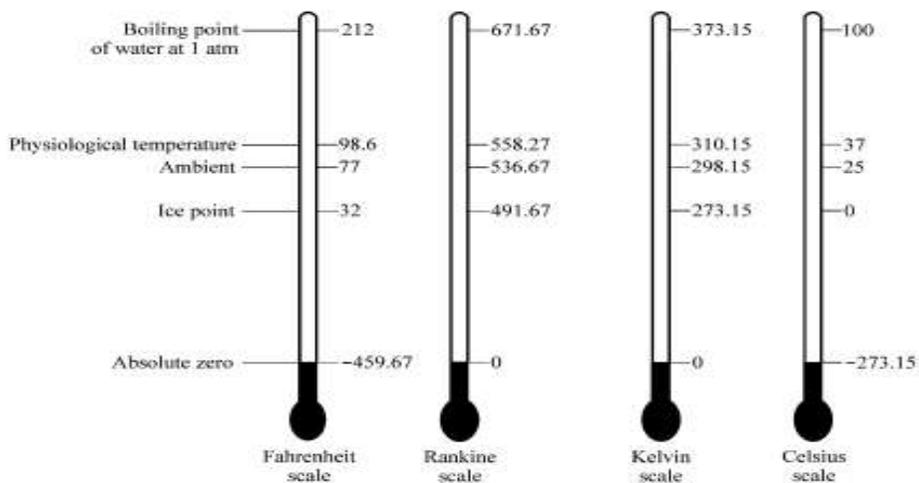
$$\text{degrees Baumé}(^{\circ}Bé) = 145 - \frac{145}{G}$$

Dimana G adalah spesifik gravity. Skala Baume digunakan secara luas di industri anggur dan makanan sebagai ukuran konsentrasi gula. Misalnya, pembacaan 'Be' dari jus anggur membantu menentukan kapan anggur harus dipanen untuk pembuatan *wine*. Skala Baume hanya memberi perkiraan indikasi tingkat gula; Selalu ada kontribusi terhadap spesifik gravity dari senyawa terlarut selain gula.

Derajat Brix ( $^{\circ}$ Brix), atau derajat Balling, adalah skala hidrometer lain yang digunakan secara ekstensif dalam industri gula.

### 3.1.4. SUHU

Suhu adalah ukuran energi panas suatu benda pada kesetimbangan termal. Suhu biasanya diukur dalam derajat Celsius ( $^{\circ}\text{C}$ ) atau Fahrenheit. Suhu absolut digunakan dalam penerapan hukum gas ideal dan banyak hukum termodinamika lainnya. Skala untuk suhu absolut dengan satuan derajat sama seperti pada skala Celsius dikenal sebagai skala Kelvin; Skala suhu absolut menggunakan satuan derajat Fahrenheit adalah skala Rankine. Dengan demikian, perbedaan suhu satu derajat pada skala Celsius sesuai dengan perbedaan suhu satu derajat pada skala Kelvin; Demikian pula untuk skala Fahrenheit dan Rankine. Satuan pada skala Kelvin dulunya disebut 'derajat Kelvin' dan disingkat  $^{\circ}\text{K}$ . Simbol SI untuk Kelvin adalah K. pada skala Rankine dinotasikan  $^{\circ}\text{R}$ .  $0^{\circ}\text{R} = 0\text{ K} = -459,67^{\circ}\text{F} = -273,15^{\circ}\text{C}$ . Perbandingan dari empat skala temperatur ditunjukkan pada Gambar 3.1.



**Gambar 3.1** Perbandingan skala temperatur

Persamaan untuk mengubah satuan suhu adalah sebagai berikut; T mewakili pembacaan suhu:

$$T(K) = T(^{\circ}\text{C}) + 273,15$$

$$T(^{\circ}\text{R}) = T(^{\circ}\text{F}) + 459,67$$

$$T(^{\circ}\text{R}) = 1,8 T(K)$$

$$T(^{\circ}\text{F}) = 1,8 T(^{\circ}\text{C}) + 32$$

### 3.1.5 TEKANAN

Tekanan didefinisikan sebagai gaya per satuan luas, satuan tekanan sangat banyak, termasuk *pounds per square inch* (psi), milimeter merkuri (mmHg), atmosfer (atm), bar, newton per meter persegi ( $\text{N m}^{-2}$ ) dan banyak lainnya. Satuan tekanan SI,  $\text{N m}^{-2}$ , disebut pascal (Pa). Seperti suhu, tekanan dapat diungkapkan dengan skala absolut atau relatif.

Tekanan absolut adalah tekanan yang relatif terhadap tekanan vakum. Karena tekanan referensi ini tidak tergantung pada lokasi, suhu dan cuaca. Namun, tekanan absolut biasanya tidak diukur. Sebagian besar alat pengukur tekanan merasakan perbedaan tekanan antara sampel dan atmosfer sekitarnya pada saat pengukuran. Sehingga hanya pembacaan tekanan relatif atau dikenal sebagai tekanan gauge. Tekanan absolut bisa dihitung dari tekanan gauge sebagai berikut:

$$\text{Tekanan absolut} = \text{tekanan gauge} + \text{tekanan atmosfer}$$

Tekanan vakum adalah istilah tekanan lain, yang digunakan untuk menunjukkan tekanan di bawah tekanan barometrik.

### 3.1.6 KONDISI STANDAR DAN GAS IDEAL

Kondisi standar suhu dan tekanan telah ditentukan dan digunakan saat menentukan sifat gas, terutama volume molar. Kondisi standar diperlukan karena volume gas tidak hanya tergantung pada kuantitas yang ada tetapi juga pada suhu dan tekanan.

Hubungan antara volume gas, tekanan dan suhu diformulasikan pada abad kedelapan belas dan kesembilan belas. Korelasi ini dikembangkan di bawah kondisi suhu dan tekanan sehingga jarak rata-rata antara molekul gas cukup besar untuk melawan pengaruh kekuatan intramolekuler dan volume molekul itu sendiri dapat terbengkalai. Gas di bawah kondisi ini dikenal sebagai gas ideal. Istilah yang sekarang umum digunakan mengacu pada gas yang mematuhi hukum fisika sederhana tertentu seperti teori Boyle, Charles dan Dalton. Volume molar untuk gas ideal pada kondisi standar adalah:

$$1 \text{ gmol} = 22,4 \text{ liters}$$

$$1 \text{ kmol} = 22,4 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ lbmol} = 359 \text{ ft}^3$$

Tidak ada gas yang merupakan gas ideal pada semua suhu dan tekanan. Namun, gas ringan seperti hidrogen, oksigen dan deviasi udara dapat diabaikan dari perilaku ideal pada berbagai kondisi. Di sisi lain, gas yang lebih berat seperti belerang dioksida dan hidrokarbon dapat menyimpang jauh dari ideal, terutama pada tekanan tinggi. Uap di dekat titik didih juga menyimpang dari ideal.

Persamaan gas ideal adalah

$$pV = nRT$$

Dimana  $p$  adalah tekanan absolut,  $V$  adalah volume,  $n$  adalah mol,  $T$  adalah suhu dan  $R$  adalah konstanta gas ideal.

### Contoh 3.3 Hukum Gas Ideal

Gas yang meninggalkan fermenter mendekati tekanan 1 atm dan  $25^\circ \text{C}$  memiliki komposisi sebagai berikut: 78,2% nitrogen, 19,2% oksigen, 2,6% karbon dioksida. Menghitung:

- Komposisi massa *off-gas* fermentor
- Massa  $\text{CO}_2$  di setiap meter kubik gas meninggalkan fermentor

Penyelesaian :

Bobot molekul:

- Nitrogen = 28
- Oksigen = 32
- Karbon dioksida = 44

- Karena gas pada tekanan rendah, persentase yang diberikan untuk komposisi dapat dianggap persentase mol. Oleh karena itu, dengan menggunakan berat molekul, 100 gmol *off-gas* mengandung:

$$78,2 \text{ gmol } N_2 \cdot \left| \frac{28 \text{ g } N_2}{1 \text{ gmol } N_2} \right| = 2.189,6 \text{ g } N_2$$

$$19,2 \text{ gmol } O_2 \cdot \left| \frac{32 \text{ g } O_2}{1 \text{ gmol } O_2} \right| = 614,4 \text{ g } O_2$$

$$2,6 \text{ gmol } CO_2 \cdot \left| \frac{44 \text{ g } CO_2}{1 \text{ gmol } CO_2} \right| = 114,4 \text{ g } CO_2$$

Oleh karena itu, massa totalnya adalah  $(2.189,6 + 614,4 + 114,4) \text{ g} = 2.918,4 \text{ g}$ . Komposisi massa dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{Mass percent } N_2 = \frac{2.189,6 \text{ g}}{2.918,4 \text{ g}} \times 100\% = 75,0\%$$

$$\text{Mass percent } O_2 = \frac{614,4 \text{ g}}{2.918,4 \text{ g}} \times 100\% = 21,1\%$$

$$\text{Mass percent } CO_2 = \frac{114,4 \text{ g}}{2.918,4 \text{ g}} \times 100\% = 3,9\%$$

Oleh karena itu, komposisi gas adalah 75,0 massa%  $N_2$ , 21,1 massa%  $O_2$ , dan 3,9 massa%  $CO_2$ .

- b) Karena komposisi gas diberikan dalam volume persen, dalam setiap meter kubik gas harus ada  $0,026 \text{ m}^3 \text{ CO}_2$ . Hubungan antara mol gas dan volume pada 1 atm dan  $25^\circ\text{C}$ :

$$(1 \text{ atm})(0,026 \text{ m}^3) = n \left( 0,000082057 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{gmol K}} \right) (298,15 \text{ K})$$

$$n = 1,06 \text{ gmol}$$

$$1,06 \text{ gmol} = 1,06 \text{ gmol} \cdot \left| \frac{44 \text{ g}}{1 \text{ gmol}} \right| = 46,8 \text{ g}$$

Oleh karena itu, setiap meter kubik fermenter *off-gas* mengandung 46,8 g  $CO_2$ .

### 3.1.7 STOIKIOMETRI

Dalam reaksi kimia atau biokimia, atom dan molekul mengatur ulang untuk membentuk kelompok baru. Hubungan massa dan molar antara reaktan yang dikonsumsi dan produk yang terbentuk dapat ditentukan dengan menggunakan perhitungan stoikiometrik.

Sebagai contoh, perhatikan reaksi utama dalam fermentasi alkohol: konversi glukosa menjadi etanol dan karbon dioksida:



Persamaan reaksi ini menyatakan bahwa satu molekul glukosa bereaksi untuk menghasilkan dua molekul etanol dan dua molekul karbon dioksida. Cara lain

untuk mengatakan ini adalah bahwa satu mol glukosa bereaksi untuk menghasilkan dua mol etanol dan dua mol karbon dioksida.

Selama reaksi kimia atau biokimia didasarkan pada:

1. Massa total, sehingga massa total reaktan = massa total produk
2. Jumlah atom dari setiap elemen, misalnya, jumlah atom C, H dan O dalam reaktan = jumlah atom C, H dan O dalam produk

### Contoh 3.4 Stoikiometri Asam Amino

Reaksi keseluruhan untuk konversi glukosa ke asam L-glutamat adalah:



Berapakah massa oksigen yang dibutuhkan untuk menghasilkan 15 g asam glutamat?

Penyelesaian :

Berat molekul:

- Oksigen = 32
- Asam glutamat = 147

Karena persamaan stoikiometri memberikan hubungan antara mol, asam glutamat pertama kali dikonversi menjadi gmol:

$$15 \text{ g glutamic acid} = 15 \text{ g glutamic acid} \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol glutamic acid}}{147 \text{ g glutamic acid}} \right|$$

$$= 0,102 \text{ gmol glutamic acid}$$

Menurut persamaan reaksi, produksi 1 gmol asam glutamat membutuhkan 1,5 gmol O<sub>2</sub>. Oleh karena itu, produksi asam glutamat 0,102 gmol membutuhkan (0,102 x 1,5) = 0,153 gmol O<sub>2</sub>. Hal ini dapat dinyatakan sebagai massa oksigen:

$$0,153 \text{ gmol O}_2 = 0,153 \text{ gmol O}_2 \cdot \left| \frac{32 \text{ g O}_2}{1 \text{ gmol O}_2} \right| = 4,9 \text{ g O}_2$$

Sebagai tambahan, reaktan sering dikonsumsi dalam reaksi samping untuk membuat produk yang tidak dijelaskan oleh persamaan reaksi utama; Produk samping ini juga merupakan bagian dari campuran reaksi akhir. Dalam keadaan seperti ini, informasi tambahan diperlukan sebelum jumlah produk yang terbentuk atau reaktan yang dikonsumsi dapat dihitung.

Beberapa istilah digunakan untuk menggambarkan reaksi parsial dan bercabang.

1. Reaktan pembatas atau substrat pembatas adalah reaktan yang hadir dalam jumlah stoikiometri terkecil. Sebagai ilustrasi, untuk reaksi asam glutamat dari Contoh 2.4, jika 100 g glukosa, 17 g NH<sub>3</sub> dan 48 g O<sub>2</sub> disediakan untuk dirombak, glukosa akan menjadi reaktan pembatas walaupun massa yang lebih besar dibandingkan dengan substrat yang lain.
2. Reaktan berlebih adalah reaktan yang ada dalam jumlah yang melebihi yang dibutuhkan untuk digabungkan dengan semua pereaksi pembatas. Persen kelebihan dihitung dengan menggunakan jumlah bahan berlebih terhadap kuantitas yang dibutuhkan untuk pereaksi pembatas:

$$\% \text{ excess} = \frac{\left( \text{mol yang diberikan} - \text{mol yang dibutuhkan untuk bereaksi} \right)}{\left( \text{mol yang dibutuhkan untuk bereaksi} \right)} \times 100\%$$

Atau

$$\% \text{ excess} = \frac{\left( \text{massa yang diberikan} - \text{massa yang dibutuhkan untuk bereaksi} \right)}{\left( \text{massa yang dibutuhkan untuk bereaksi} \right)} \times 100\%$$

3. Jumlah reaktan yang dibutuhkan adalah kuantitas stoikiometrik yang dibutuhkan untuk konversi dari reaktan pembatas. Dalam contoh asam glutamat sebelumnya, jumlah NH<sub>3</sub> yang dibutuhkan untuk konversi glukosa 100 g adalah 9,4 g; Oleh karena itu, jika 17 g NH<sub>3</sub> diberikan, persen kelebihan NH<sub>3</sub> adalah 80%.
4. Konversi adalah fraksi atau persen reaktan yang dikonversi menjadi produk.

5. Tingkat penyelesaian biasanya fraksi atau persen dari reaktan pembatas yang dikonversi menjadi produk.
6. Selektivitas adalah jumlah produk tertentu yang terbentuk sebagai sebagian kecil dari jumlah yang akan terbentuk jika semua bahan umpan telah dikonversi ke produk tersebut.
7. *Yield* adalah perbandingan massa atau mol produk yang terbentuk pada massa atau mol reaktan yang dikonsumsi. Jika lebih dari satu produk atau reaktan dilibatkan dalam reaksi, senyawa tertentu yang disebutkan harus dinyatakan misalnya, *yield* asam glutamat dari glukosa adalah 0,6 g g<sup>-1</sup>.

### Contoh 3.5 Perhitungan *Yield*

Bergantung pada kondisi kultur, glukosa dapat dikomposisikan oleh ragi untuk menghasilkan etanol dan karbon dioksida. Inokulum ragi ditambahkan ke larutan yang mengandung glukosa 10 g l<sup>-1</sup>. Setelah beberapa lama, hanya 1 g l<sup>-1</sup> glukosa yang tersisa sedangkan konsentrasi etanol adalah 3,2 g l<sup>-1</sup>. Menentukan:

- a) Konversi fraksional glukosa menjadi etanol
- b) *Yield* etanol dari glukosa

Penyelesaian :

- a) Untuk menemukan konversi fraksional glukosa menjadi etanol, pertama-tama kita harus menentukan berapa banyak glukosa diarahkan ke biosintesis etanol. Dengan menggunakan basis 1 liter, kita bisa menghitung massa glukosa yang dibutuhkan untuk sintesis 3,2 g etanol. Pertama, g etanol diubah menjadi gmol

$$\begin{aligned}
 3,2 \text{ g ethanol} &= 3,2 \text{ g ethanol} \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol ethanol}}{46 \text{ g ethanol}} \right| \\
 &= 0,070 \text{ gmol ethanol}
 \end{aligned}$$

Untuk fermentasi etanol, produksi 1 gmol etanol membutuhkan 0,5 gmol glukosa. Oleh karena itu, produksi etanol 0,070 gmol membutuhkan (0,070 x 0,5) = 0,035 gmol glukosa. Ini diubah menjadi g dengan menggunakan braket penyatuan berat molekul untuk glukosa:

$$0,035 \text{ g glucose} = 0,035 \text{ g glucose} \cdot \left| \frac{180 \text{ g glucose}}{1 \text{ gmol glucose}} \right| = 6,3 \text{ g glucose}$$

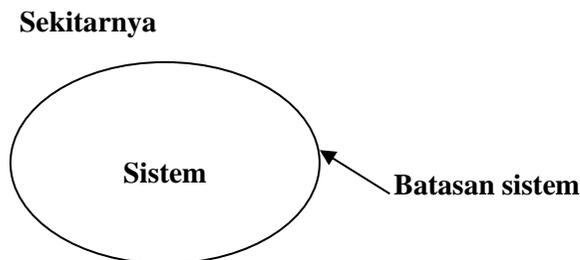
Oleh karena itu, karena 6,3 g glukosa digunakan untuk sintesis etanol, berdasarkan total glukosa yang diberikan per liter (10 g), konversi fraksional glukosa menjadi etanol adalah 0,63. Berdasarkan jumlah glukosa yang benar-benar dikonsumsi per liter (9 g), konversi fraksional menjadi etanol adalah 0,70.

- b) *Yield* etanol dari glukosa didasarkan pada total massa glukosa yang dikonsumsi. Karena 9 g glukosa dikonsumsi per liter untuk menghasilkan 3,2 g l<sup>-1</sup> etanol, *yield* etanol dari glukosa adalah 0,36 g g<sup>-1</sup>.

## KEGIATAN BELAJAR 2

### 3.2 PENDAHULUAN TERMODINAMIKA

Termodinamika adalah cabang fundamental dari ilmu yang menangani sifat bahan. Prinsip termodinamika berguna untuk mempersiapkan neraca massa, beberapa istilah yang dipinjam dari termodinamika didefinisikan pada bagian berikut :



**Gambar 3.2** Sistem Termodinamika

#### 3.2.1 Sistem dan Proses

Gambar 3.2 menjelaskan bahwa sistem dipisahkan dari sekitarnya, yang merupakan bagian besarnya, dengan batasan sistem. Jika batasan tidak memungkinkan massa untuk masuk dari sistem ke sekitarnya dan sebaliknya, maka sistem itu disebut sistem tertutup dengan massa tetap. Sebaliknya, sebuah sistem yang terjadi perubahan massa dengan sekitarnya disebut sistem terbuka.

Sebuah proses menyebabkan perubahan dan sistem atau sekitarnya. Istilah-istilah yang digunakan untuk menggambarkan proses sebagai berikut :

1. Proses *batch*, dioperasikan dalam keadaan sistem tertutup.
2. Proses *semi-batch*
3. Proses *fed-batch*
4. Proses kontinyu

### **3.2.2 Steady State dan Kesetimbangan**

Proses dikatakan dalam keadaan *steady-state* jika sifat dari sistem seperti temperatur, tekanan, konsentrasi, volume, massa dan lainnya, tidak berubah terhadap waktu. Menurut definisi *steady state*, proses *batch*, *fed-batch* dan *semi-batch* tidak dapat beroperasi dalam kondisi *steady state*. Total massa dari sistem dapat meningkat atau menurun terhadap waktu selama proses *fed-batch* dan *semi-batch*; pada proses *batch*, meskipun massa mungkin konstan, perubahan yang terjadi di dalam sistem menyebabkan sifat sistem bervariasi seiring waktu. Proses seperti ini disebut *transient* atau *unsteady-state*.

Sebuah sistem yang setimbang adalah dimana segala kekuatan yang berlawanan benar-benar setimbang, jadi sifat itu pada sistem tidak berubah terhadap waktu. Untuk mengkonversi bahan baku menjadi produk berguna harus ada perubahan menyeluruh di alam semesta. Karena sistem yang setimbang tidak menghasilkan perubahan yang bersih, kesetimbangan adalah nilai kecil dalam operasi pengolahan. Strategi terbaik adalah menghindari kesetimbangan dengan terus menerus mengganggu sistem sehingga bahan bakunya akan selalu mengalami transformasi menjadi produk yang diinginkan. Pada proses kontinyu yang *steady state*, massa terus bertukar dengan sekitarnya, gangguan ini mendorong sistem menjauh dari keseimbangan sehingga perubahan bersih baik dalam sistem maupun alam semesta dapat terjadi. Pada skala besar, kesetimbangan jarang terjadi pada sistem, yang lebih sering terjadi adalah keadaan *steady state*.

### 3.3 HUKUM KEKALKAN MASSA

Neraca massa pada sistem dapat ditulis secara umum dengan kemungkinan-kemungkinan dibawah ini :

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{massa masuk} \\ \text{melewati} \\ \text{batasan sistem} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{massa keluar} \\ \text{melewati} \\ \text{batasan sistem} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{massa} \\ \text{diregenerasi} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{massa} \\ \text{dikonsumsi} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{massa} \\ \text{terakumulasi} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right\} \quad (3.1)$$

Istilah akumulasi dalam persamaan proses dapat menjadi positif atau negatif, akumulasi negatif menunjukkan kehabisan dari cadangan yang ada sebelumnya. Persamaan 3.1 biasanya dikenal dengan persamaan umum neraca massa. Penggunaan persamaan 3.1 dapat dilihat pada contoh 3.6.

#### Contoh 3.6 Proses Kontinyu

Sebuah proses kontinyu dirancang untuk pengolahan air limbah. Setiap hari,  $10^5$  kg selulosa dan  $10^3$  kg bakteri dimasukkan pada aliran umpan, sementara  $10^4$  kg selulosa dan  $1,5 \times 10^4$  kg bakteri dibuang dalam aliran pembuangan. Laju selulosa yang dikonsumsi oleh bakteri adalah  $7 \times 10^4$  kg/hari. Laju pertumbuhan bakteri adalah  $2 \times 10^4$  kg/hari, laju kematian sel adalah  $5 \times 10^2$  kg/hari. Tuliskan neraca massa selulosa dan bakteri pada sistem.

Penyelesaian :

Selulosa tidak diregenerasi dalam proses, hanya dikonsumsi. Menggunakan basis 1 hari, neraca massa untuk selulosa menggunakan pers. 3.1 :

$$[10^5 - 10^4 + 0 - (7 \times 10^4)] = \text{akumulasi}$$

$$\text{Akumulasi} = 2 \times 10^4$$

Jadi,  $2 \times 10^4$ kg selulosa diakumulasi sistem setiap hari.

Neraca massa untuk bakteri :

$$[10^3 - (1,5 \times 10^4) + (2 \times 10^4) - (5 \times 10^2)] = \text{akumulasi}$$

$$\text{Akumulasi} = 5,5 \times 10^3$$

Jadi,  $5,5 \times 10^3$  kg sel bakteri diakumulasi sistem setiap hari.

### 3.3.1 Tipe dari Neraca Massa

Persamaan umum neraca massa (3.1) dapat diaplikasikan dengan memudahkan persamaan untuk dua tipe berbeda dari masalah neraca massa, tergantung data yang diberikan. Untuk proses kontinu biasanya informasi yang dikumpulkan tentang sistem yang mengacu pada waktu tertentu. Sebuah neraca massa yang berdasarkan laju alirnya, tipe ini disebut *differential balance*. Neraca massa berdasarkan kuantitas massanya, bukan laju alir, tipe ini disebut *integral balance*.

### 3.3.2 PENYEDERHANAAN DARI PERSAMAAN UMUM NERACA MASSA

Persamaan (3.1) dapat disederhanakan dalam situasi tertentu. Jika proses kontinu pada keadaan *steady state*, istilah akumulasi pada persamaan harus nol. Dengan kondisi seperti ini, persamaan 3.1 menjadi :

$$\text{Massa masuk} + \text{massa diregenerasi} = \text{massa keluar} + \text{massa dikonsumsi} \quad (3.2)$$

Persamaan 3.2 disebut dengan persamaan umum neraca massa *steady state*. Jika reaksi tidak terjadi dalam sistem, atau jika neraca massa dipergunakan untuk zat yang bukan reaktan ataupun produk reaksi, istilah generasi dan konsumsi pada persamaan 3.1 dan 3.2 adalah nol. Jadi, pada keadaan *steady state*, untuk neraca pada massa total atau jenis atom atau ketika reaksi tidak terjadi, persamaan 3.2 dapat disederhanakan menjadi :

$$\text{Massa masuk} = \text{massa keluar} \quad (3.3)$$

### 3.4 TAHAPAN UNTUK PERHITUNGAN NERACA MASSA

Langkah pertama dalam perhitungan neraca massa adalah mengerti masalahnya. Informasi tertentu tersedia mengenai sebuah proses, tugasnya adalah menghitung kuantitas yang tidak diketahui. Karena terkadang sulit untuk memilah-milah semua rincian yang ada, sebaiknya gunakan prosedur standar untuk menerjemahkan informasi proses menjadi bentuk yang bisa digunakan dalam perhitungan.

**Tabel 3.2** Penerapan Neraca Massa yang disederhanakan (Persamaan 3.3)

Material	Pada keadaan <i>steady state</i> , massa masuk = massa keluar?	
	Tanpa reaksi	Dengan reaksi
Massa Total	Iya	Iya
Jumlah Mol	Iya	Tidak
Massa dari spesies molekuler	Iya	Tidak
Jumlah mol dari spesies molekuler	Iya	Tidak
Massa dari spesies atom	Iya	Iya
Jumlah mol dari spesies atom	Iya	Iya

Dalam bab ini, serangkaian langkah formal diikuti untuk setiap masalah neraca massa, dengan mengikuti point yang penting sebagai berikut :

- Gambar diagram alir proses beserta semua informasinya
- Pilih satuan yang digunakan
- Pilih basis untuk perhitungan
- Nyatakan semua asumsi yang digunakan dalam masalah
- Identifikasi komponen yang mana dari sistem, jika ada, termasuk dalam reaksi.

### 3.5 CONTOH KERJA NERACA MASSA

Prosedur untuk menetapkan perhitungan neraca massa diuraikan dalam bagian ini. Meskipun bukan satu-satunya cara untuk menyelesaikan masalah ini, metode yang ditunjukkan akan membantu usaha pemecahan masalah anda dengan memformalkan pendekatan matematis. Perhitungan neraca massa terbagi dalam 4 tahapan: mengumpulkan, menganalisa, menghitung dan menyelesaikan.

#### Contoh 3.7 Pencampuran *Batch*

Jus jagung mengandung 2,5% gula invert dan 50% air, sisanya dapat dianggap padatan. Bit molasses mengandung 50% sukrosa, 1% gula invert dan 18% air, sisanya adalah padatan. Sebuah tangki pencampuran mengandung 125 kg jus jagung dan 45 kg molasses, air kemudian ditambahkan untuk

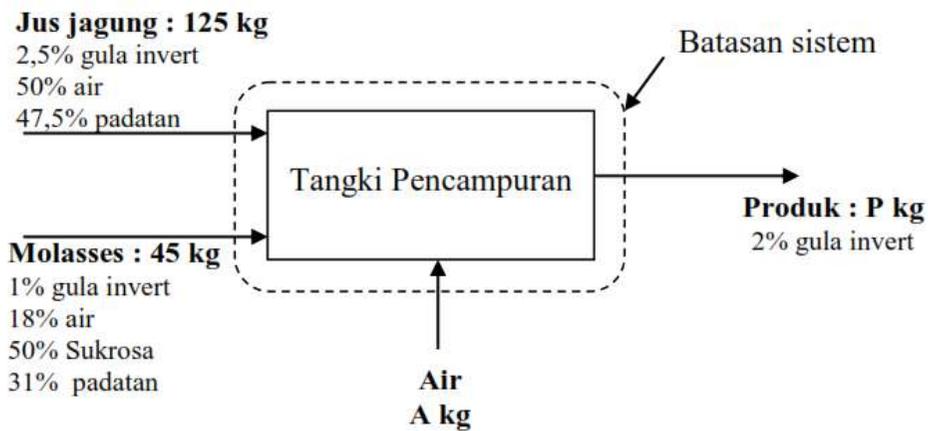
menghasilkan campuran gula yang diencerkan mengandung 2% (w/w) gula invert.

- a) Berapa banyak air yang dibutuhkan?
- b) Berapa konsentrasi sukrosa diakhir pencampuran?

**Penyelesaian :**

1. Mengumpulkan

Kumpulkan data dalam bentuk diagram alir dan buat batasannya seperti gambar 3.3 dibawah ini.



**Gambar 3.3** Blok diagram alir untuk proses pencampuran *batch*

2. Menganalisa

i. Asumsi

- Tidak ada kebocoran
- Tidak ada inversi sukrosa untuk mengurangi gula atau reaksi lainnya

ii. Tambahan data

Tidak ada tambahan data

iii. Basis

125 kg jus jagung

iv. Senyawa yang terlibat reaksi

Tidak ada reaksi

v. Persamaan neraca massa

Massa masuk = massa keluar

3. Menghitung

- Neraca massa total

Massa masuk = massa keluar

$$m. J + m. M + m. A = m. P$$

$$125 \text{ kg} + 45 \text{ kg} + A \text{ kg} = P \text{ kg}$$

$$170 + A = P \quad (1)$$

Ket : m. J = massa Jus jagung, m. M = massa molasses, m.A = massa air, m. P = massa Produk

- Neraca Massa Komponen

• Gula invert

$$m. J (\%) + m. M (\%) + m. A(\%) = m. P (\%)$$

$$125 (2,5\%) + 45 (1\%) + A(0) = P (2\%)$$

$$3,125 + 0,45 = 0,02 P$$

$$P = \frac{3,575}{0,02}$$

$$P = 178,75 \text{ kg}$$

Masukkan nilai P kedalam persamaan (1)

$$170 + A = P$$

$$A = (178,75 - 170) \text{ kg}$$

$$A = 8,75 \text{ kg}$$

Jadi, jumlah air yang ditambahkan adalah 8,75 kg

• Padatan

$$m. J_P + m. M_P + m. A_P = m. P_P$$

$$125 \text{ kg} (47,5\%) + 45 \text{ kg} (31\%) + 8,75 \text{ kg} (0) = m. P_P$$

$$59,375 \text{ kg} + 13,95 = m. P_P$$

$$m. P_P = 73,325 \text{ kg}$$

Ket : m. J<sub>P</sub> = massa padatan pada Jus jagung, m. M<sub>P</sub> = massa padatan pada molasses, m.A<sub>P</sub> = massa padatan pada air, m. P<sub>P</sub> = massa padatan pada Produk

- Air

$$m. J_A + m. M_A + m. A_A = m. P_A$$

$$125 \text{ kg (50\%)} + 45 \text{ kg (18\%)} + 8,75 \text{ kg (100\%)} = m. P_A$$

$$62,5 \text{ kg} + 8,1 \text{ kg} + 8,75 \text{ kg} = m. P_A$$

$$m. P_A = 79,35 \text{ kg}$$

- Sukrosa

Massa sukrosa masuk = massa sukrosa keluar

$$\text{Massa sukrosa masuk} = 50\% \times 45 \text{ kg} = 22,5 \text{ kg}$$

$$\text{Massa sukrosa keluar} = 22,5 \text{ kg}$$

Konsentrasi sukrosa di produk adalah

$$X = \frac{22,5}{178,75} \times 100\%$$

$$X = 12,59 \%$$

**Tabel. 3.3** Tabel Naraca Massa

Komponen	Masuk						Keluar	
	Aliran Jus jagung (kg)	%	Aliran Molasses (kg)	%	Aliran Air (kg)	%	Aliran Produk (kg)	%
Gula invert	3,125	2,5	0,45	1	-	-	3,575	2
Sukrosa	-	-	22,5	50	-	-	22,5	12,6
Padatan	59,375	47,5	13,95	31	-	-	73,325	41
Air	62,5	50	8,1	18	8,75	100	79,35	44,4
<b>Sub Total</b>	<b>125</b>	<b>100</b>	<b>45</b>	<b>100</b>	<b>8,75</b>	<b>100</b>	<b>178,75</b>	<b>100</b>
<b>Total</b>	<b>178,75</b>						<b>178,75</b>	

### Contoh 3.8 Produksi Xanthan Gum

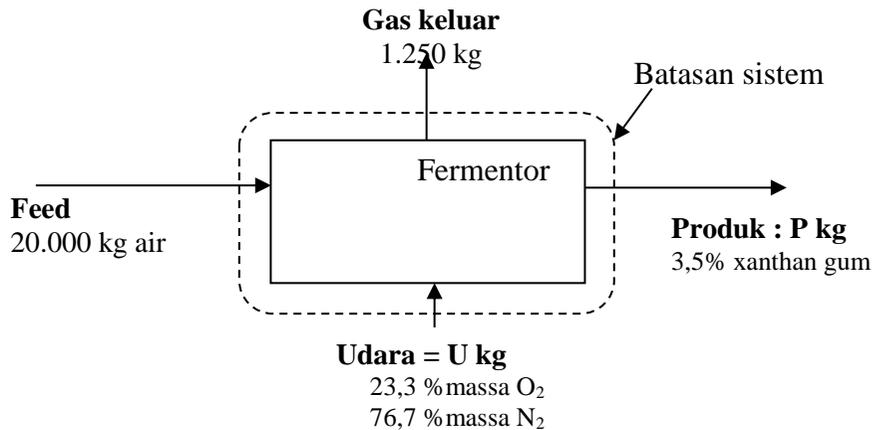
Xanthan gum diproduksi menggunakan *Xanthomonas campestris* dalam kultur *batch*. Penelitian laboratorium menunjukkan bahwa setiap gram glukosa yang digunakan bakteri, mengkonsumsi 0,23 gr oksigen dan 0,01 gr amoniak, sementara terbentuk 0,75 gr gum, 0,09 gr sel, 0,27 gr gas CO<sub>2</sub>, dan 0,13 gr H<sub>2</sub>O. Komponen lain dalam sistem seperti fosfat dapat diabaikan. Medium mengandung glukosa dan amoniak terlarut dalam 20.000 L air yang dipompakan ke fermentor berpengaduk dan diinokulasi dengan X. Udara disemprotkan kedalam fermentor, jumlah gas keluar yang dihasilkan selama kultur *batch*

sebanyak 1.250 kg. Karena larutan xanthan gum memiliki viskositas yang tinggi dan sulit ditangani, maka konsentrasinya tidak melebihi 3,5 % berat.

- a. Berapa banyak glukosa dan amoniak yang dibutuhkan?
- b. Berapa persentase kelebihan udara yang dibutuhkan?

**Penyelesaian :**

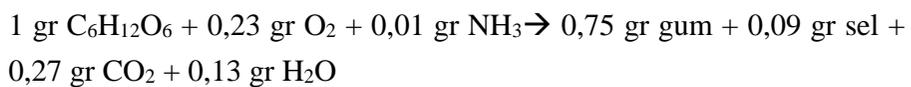
1. Kumpulkan data dalam bentuk diagram alir dan buat batasannya seperti gambar 3.4 dibawah ini.



**Gambar 3.4** Blok diagram alir untuk fermentasi xanthan gum

2. Menganalisa

i. Reaksi



ii. Asumsi

- Tidak ada kebocoran
- Udara masuk dan keluar kering
- Konversi  $C_6H_{12}O_6$  dan  $NH_3$  100%
- Kelarutan  $O_2$  dan  $N_2$  dalam cairan diabaikan
- $CO_2$  keluar sebagai gas keluar

iii. Tambahan data

- Berat molekul :  $O_2 = 32 \text{ gr/gmol}$ ,  $N_2 = 28 \text{ gr/gmol}$
- Densitas  $H_2O$   $1 \text{ kg/L}$
- Komposisi udara :  $21\% O_2$ ,  $79\% N_2$

iv. Basis

1.250 kg gas keluar

v. Senyawa yang terlibat reaksi

Komponen yang termasuk dalam reaksi adalah  $C_6H_{12}O_6$ ,  $O_2$ ,  $NH_3$ , gum, sel,  $CO_2$  dan  $H_2O$ .  $N_2$  tidak termasuk dalam reaksi.

vi. Persamaan neraca massa

Untuk  $C_6H_{12}O_6$ ,  $O_2$ ,  $NH_3$ , gum, sel,  $CO_2$  dan  $H_2O$  menggunakan persamaan 3.2:

Massa masuk + massa regenerasi = massa keluar + massa dikonsumsi

Untuk total massa  $N_2$  menggunakan persamaan 3.3 :

Massa masuk = massa keluar

### 3. Menghitung

i. Perhitungan ditabel

Densitas  $H_2O$   $1 \text{ kg/L}$  sehingga massa  $H_2O$  yang masuk sebanyak 20.000 kg. Istilah U untuk massa udara yang tidak diketahui dari jumlah udara yang dimasukkan kedalam fermentor, dengan komposisi udara  $21\% \text{ mol } O_2$  dan  $79\% \text{ mol } N_2$ . Tentukan komposisi udara sebagai fraksi massa dalam 100 gmol udara :

$$\text{Jumlah } O_2 = 21 \text{ gmol} \cdot \left| \frac{32 \text{ gr}}{1 \text{ gmol}} \right| = 672 \text{ gr}$$

$$\text{Jumlah } N_2 = 79 \text{ gmol} \cdot \left| \frac{28 \text{ gr}}{1 \text{ gmol}} \right| = 2.212 \text{ gr}$$

Jika total massa udara dalam 100 gmol adalah  $(672+2.212) \text{ gr} = 2.884 \text{ gr}$ , maka fraksi massa komposisi udara :

$$O_2 = \frac{672 \text{ gr}}{2.884 \text{ gr}} \times 100 = 23,3\% \text{ massa}$$

$$N_2 = \frac{2.212 \text{ gr}}{2.884 \text{ gr}} \times 100 = 76,7 \% \text{mass}$$

Maka, massa O<sub>2</sub> dalam udara masuk adalah 0,233U, massa N<sub>2</sub> dalam udara masuk adalah 0,767U. Istilah F untuk massa umpan masuk, sedangkan istilah P untuk massa produk, dengan massa gum dalam produk 0,035P.

**Tabel. 3.4** Tabel Naraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Feed (kg)	Udara (kg)	Gas Keluar (kg)	Produk (kg)
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	?	-	-	-
O <sub>2</sub>	-	0,233U	?	-
N <sub>2</sub>	-	0,767U	?	-
CO <sub>2</sub>	-	-	?	-
Gum	-	-	-	0,035P
Sel	-	-	-	?
NH <sub>3</sub>	?	-	-	-
H <sub>2</sub> O	20.000	-	-	?
Total	F	U	1250	P

ii. Perhitungan stoikhiometri

- Neraca massa total

Massa masuk = massa keluar

$$(F + U) \text{ kg} = (1250 + P) \text{ kg}$$

$$F + U = 1250 + P$$

(1)

- Neraca massa komponen

- Gum

0 kg gum masuk + gum diregenerasi = 0,035P kg gum keluar + 0 kg gum dikonsumsi

Gum diregenerasi = 0,035P kg

Dari stoikhiometri reaksi, untuk mensintesis 0,035P kg gum membutuhkan :

$$\frac{0,035P}{0,75} (1 \text{ kg}) = 0,0467P \text{ kg glukosa}$$

$$\frac{0,035P}{0,75} (0,23 \text{ kg}) = 0,0107P \text{ kg O}_2$$

$$\frac{0,035P}{0,75} (0,01 \text{ kg}) = 0,00047P \text{ kg NH}_3$$

$$\frac{0,035P}{0,75} (0,09 \text{ kg}) = 0,0042P \text{ kg sel}$$

$$\frac{0,035P}{0,75} (0,27 \text{ kg}) = 0,0126P \text{ kg CO}_2$$

$$\frac{0,035P}{0,75} (0,13 \text{ kg}) = 0,00607P \text{ kg H}_2\text{O}$$

- O<sub>2</sub>

0,233U kg O<sub>2</sub> masuk + 0 kg O<sub>2</sub> diregenerasi = O<sub>2</sub> keluar + 0,0107P kg O<sub>2</sub> dikonsumsi

$$\text{O}_2 \text{ keluar} = (0,233U - 0,0107P) \text{ kg} \quad (2)$$

- N<sub>2</sub>

0,767U kg N<sub>2</sub> masuk = N<sub>2</sub> keluar

$$\text{N}_2 \text{ keluar} = 0,767U \text{ kg} \quad (3)$$

- CO<sub>2</sub>

0 kg CO<sub>2</sub> masuk + 0,0126 kg CO<sub>2</sub> diregenerasi = CO<sub>2</sub> keluar + 0 kg CO<sub>2</sub> dikonsumsi

$$\text{CO}_2 \text{ keluar} = 0,01267P \text{ kg} \quad (4)$$

Jumlah massa gas keluar adalah 1250.

$$1250 = (0,233U - 0,0107P) + 0,767U + 0,01267P$$

$$1250 = U + 0,0019P$$

$$U = 1250 - 0,0019P \quad (5)$$

- C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>

C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> masuk + 0 kg C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> diregenerasi = 0 kg C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> keluar + 0,0467P kg C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> dikonsumsi

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ masuk} = 0,0467P \text{ kg} \quad (6)$$

- $\text{NH}_3$   
 $\text{NH}_3$  masuk + 0 kg  $\text{NH}_3$  diregenerasi = 0 kg  $\text{NH}_3$  keluar + 0,00047P  
 kg  $\text{NH}_3$  dikonsumsi  
 $\text{NH}_3$  masuk = 0,00047P kg (7)

Komponen yang termasuk dalam feed adalah  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ ,  $\text{NH}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

$$F = 0,0467P \text{ kg} + 0,00047P \text{ kg} + 20.000 \text{ kg}$$

$$F = (20.000 + 0,04717P) \text{ kg} \quad (8)$$

Substitusi pers. 8 dan 5 kedalam pers. 1:

$$(20.000 + 0,04717P) + (1.250 - 0,0019P) = 1250 + P$$

$$P = 20.948,3 \text{ kg}$$

Substitusi nilai P kedalam pers. 5 dan 8 :

$$A = 1.210,2 \text{ kg}$$

$$F = 20.988,1 \text{ kg}$$

Juga untuk nilai gum keluar =  $0,035P = 733,2 \text{ kg}$

$$\text{O}_2 \text{ masuk} = 282 \text{ kg}$$

$$\text{N}_2 \text{ masuk} = 928,2 \text{ kg}$$

Gunakan hasil P dan U kedalam pers. 2, 3, 4, 6 dan 7

$$\text{O}_2 \text{ keluar} = 57,8 \text{ kg}$$

$$\text{N}_2 \text{ keluar} = 928,2 \text{ kg}$$

$$\text{CO}_2 \text{ keluar} = 263,9 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ masuk} = 978,3 \text{ kg}$$

$$\text{NH}_3 \text{ masuk} = 9,8 \text{ kg}$$

- Sel  
 0 kg sel masuk + (0,0042P) kg sel diregenerasi = sel keluar + 0 kg  
 sel dikonsumsi  
 Sel keluar = 0,0042P kg  
 Sel keluar = 88 kg

- H<sub>2</sub>O  
 20.000 kg H<sub>2</sub>O masuk + 0,00607P kg H<sub>2</sub>O diregenerasi = H<sub>2</sub>O keluar + 0 kg H<sub>2</sub>O dikonsumsi  
 H<sub>2</sub>O keluar = 20.000 + 0,00607P kg  
 H<sub>2</sub>O keluar = 20.127,1 kg

**Tabel. 3.5** Tabel Lengkap Naraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Feed (kg)	Udara (kg)	Gas Keluar (kg)	Produk (kg)
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	978,3	-	-	-
O <sub>2</sub>	-	282	57,8	-
N <sub>2</sub>	-	928,2	928,2	-
CO <sub>2</sub>	-	-	263,9	-
Gum	-	-	-	733,2
Sel	-	-	-	88
NH <sub>3</sub>	9,8	-	-	-
H <sub>2</sub> O	20.000	-	-	20.127,2
	20.988,1	1.210,2	1.250	20.948,3
<b>Total</b>	<b>22.198,3</b>		<b>22.198,3</b>	

#### 4. Penyelesaian

Dari tabel lengkap neraca massa, dibutuhkan 978,3 kg C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> dan 9,8 kg NH<sub>3</sub>. Perhitungan persen udara berlebih yang dibutuhkan berdasarkan O<sub>2</sub> karena O<sub>2</sub> bereaksi dan merupakan komponen udara.

$$\% \text{ udara berlebih} = \frac{\left( \text{kg O}_2 \text{ yang diberikan} - \text{kg O}_2 \text{ yang dibutuhkan untuk reaksi} \right)}{\text{kg O}_2 \text{ yang dibutuhkan untuk reaksi}} \times 100$$

Dari stoikhiometri dan tabel lengkap neraca massa, massa O<sub>2</sub> yang dibutuhkan untuk reaksi dengan 978,3 kg C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> dan 9,8 kg adalah :

$$\frac{978,3 \text{ kg}}{1 \text{ kg}} (0,23 \text{ kg}) = 225 \text{ kg O}_2$$

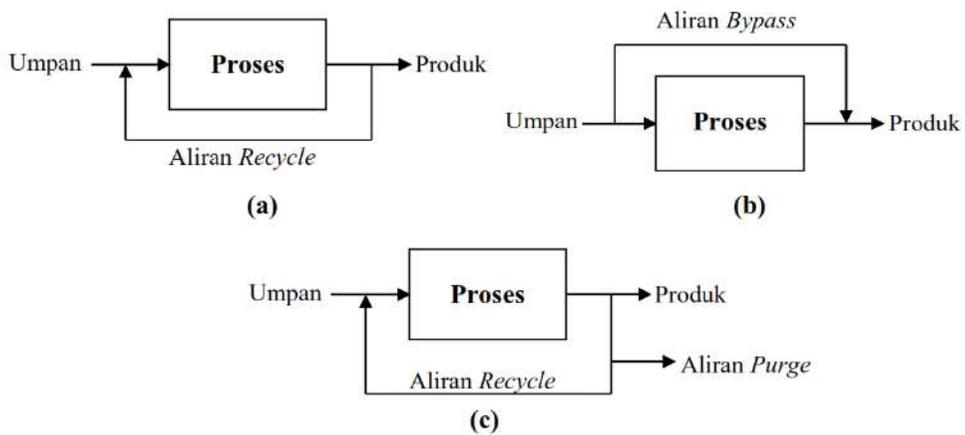
$$\% \text{ udara berlebih} = \frac{(282 \text{ kg} - 225 \text{ kg})}{225 \text{ kg}} \times 100 = 25,3 \%$$

Jawaban :

- a. Dibutuhkan 980 kg  $C_6H_{12}O_6$  dan 9,8  $NH_3$
- b. Ditambahkan 25% udara berlebih

### 3.6 NERACA MASSA DENGAN ALIRAN *RECYCLE*, *BYPASS* DAN *PURGE*

Sejauh ini, yang dibahas hanyalah proses dengan unit tunggal yang sederhana. Namun, sistem *steady-state* menggabungkan aliran *recycle*, *bypass*, dan *purge* umum digunakan di industri bioproses, ilustrasi gambaran aliran model ini dapat dilihat pada gambar 3.5.



**Gambar 3.5** Gambar aliran untuk proses dengan aliran (a) *recycle*, (b) *bypass*, dan (c) *purge*

Neraca massa dengan aliran *recycle*, *bypass* dan *purge* biasanya melibatkan perhitungan yang panjang dibandingkan dengan proses yang sederhana, tapi secara konsep tidak lebih susah.

### 3.7 STOIKIOMETRI PERTUMBUHAN SEL DAN PEMBENTUKAN PRODUK

#### 3.7.1 Stoikiometri Pertumbuhan dan Neraca Elemen

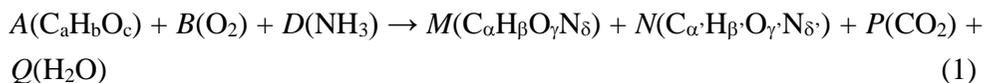
Pembentukan produk pada fermentasi *batch* dapat digunakan untuk:

1. Produksi biomasa  
Kondisi kultur/media menunjang laju pertumbuhan tercepat sehingga diperoleh populasi sel maksimum.
2. Produksi metabolit primer  
Kondisi kultur dapat memperpanjang fase eksponensial dan diikuti oleh pengeluaran produk.
3. Produksi metabolit sekunder
  - Kondisi kultur dapat mempersingkat fase eksponensial dan memperpanjang fase produksi.
  - Kondisi penurunan laju pertumbuhan pada fase log menyebabkan pembentukan metabolit sekunder lebih awal.

Pertumbuhan sel dan pembentukan produk oleh mikroba merupakan proses biokonversi. Nutrien di dalam fermentor dikonversi menjadi massa sel dan metabolit. Konversi ini dapat dikuantifikasi dalam bentuk koefisien hasil (yield) atau lebih dikenal efisiensi konversi

- Massa sel per unit massa nutrien yang dikonsumsi ( $Y_{X/S}$ )
- Produk yang terbentuk per unit massa nutrien yang dikonsumsi ( $Y_{P/S}$ )

Persamaan stoikiometri untuk pertumbuhan dan pembentukan produk:



Koefisien *yield* sel terhadap sumber energi karbon:

$$Y_{X/S} = \frac{M}{A} = \left( \frac{(12\alpha + \beta + 16\gamma + 14\delta)/(1-r)}{(12a + b + 16c)} \right) \quad (2)$$

$r$  = fraksi massa sel (sebagai abu),  $r \sim 0.07 - 0.1$

*Yield* produk dapat digambarkan serupa

$$Y_{P/S} = \frac{N}{A} = \left( \frac{(12\alpha + \beta + 16\gamma + 14\delta)/(1-r)}{(12a + b + 16c)} \right) \quad (3)$$

Yield dapat dihitung dengan mengukur massa sel atau produk yang dihasilkan serta substrat yang dikonsumsi pada waktu tertentu dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{\Delta X}{\Delta S} = Y_{X/S} \quad \text{dan} \quad \frac{\Delta P}{\Delta S} = Y_{P/S}$$

**Tabel 3.6** Komposisi Elemen dari Bakteri *Escherichia coli*

Elemen	% berat kering
C	50
O	20
N	14
H	8
P	3
S	1
K	1
Na	1
Ca	0,5
Mg	0,5
Cl	0,5
Fe	0,2
yang lainnya	0,3

Dari *Paulin M. Doran-Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012.*

Secara sederhana, konversi sumber C dan N menjadi sel, H<sub>2</sub>O dan CO<sub>2</sub> tanpa ada produk ekstraselular dapat digambarkan sebagai berikut:



Dimana :

CH<sub>m</sub>O<sub>n</sub> = 1 mol karbohidrat

CH<sub>α</sub>O<sub>β</sub>N<sub>δ</sub> = 1 mol mikroorganisme

Sebagai contoh komposisi elemen untuk beberapa mikroorganisme sebagai berikut:

*Escherichia Coli* : CH<sub>1,77</sub>O<sub>0,49</sub>N<sub>0,24</sub>

*Saccharomyces Cereviciae* :  $\text{CH}_{1.64}\text{O}_{0.52}\text{N}_{0.16}$

*Candida Utilis* :  $\text{CH}_{1.83}\text{O}_{0.54}\text{N}_{0.10}$

Kesetimbangan Elemen untuk reaksi (4) adalah :

Komponen	Neraca Massa
C	$1 = c + e$
H	$m + 3b = c\alpha + 2d$
O	$n + 2a = c\beta + d + 2e$
N	$b = c\delta$

Pada kesetimbangan elemen diatas, ada 5 variabel yang tidak diketahui (a, b, c, d dan e), artinya dibutuhkan 5 persamaan untuk menyelesaikannya. Komponen lain yang penting untuk menghitung neraca elemen adalah Respiratory Quotient (RQ).RQ adalah perbandingan banyaknya mol  $\text{CO}_2$  yang dihasilkan dibagi dengan mol  $\text{O}_2$  yang dikonsumsi.

$$\text{Respiratory quotient (RQ)} = \frac{\text{Mol CO}_2 \text{ yang dihasilkan}}{\text{Mol O}_2 \text{ yang dikonsumsi}} = \frac{d}{a}$$

Untuk reaksi yang lebih kompleks, yang melibatkan pembentukan produk ekstraselular, diperlukan parameter tambahan yaitu Derajat Reduksi.

Derajat Reduksi ( $\gamma$ ) untuk senyawa organik didefinisikan sebagai jumlah ekuivalen elektron tersedia per gram atom C. Derajat reduksi suatu elemen dalam suatu senyawa = valensi elemen/unsur tersebut. Derajat reduksi beberapa elemen kunci adalah:

$$\begin{array}{lll} \text{C} = 4 & \text{N} = -3 & \text{P} = 5 \\ \text{H} = 1 & \text{O} = -2 & \text{S} = 6 \end{array}$$

### Derajat Reduksi Substrat

Derajat reduksi suatu substrat dihitung sebagai berikut:

Komponen	Perhitungan	Derajat Reduksi ( $\gamma$ )
Methana ( $\text{CH}_4$ )	$1(4) + 4(1) = 8$	$8/1 = 8$
Glukosa ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )	$6(4) + 12(1) + 6(-2) = 24$	$24/6 = 4$

Ethanol (C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH)	2(4) + 6(1) + 1(-2) = 12	12/2 = 6
--	--------------------------	----------

**Tabel 3.7** Komposisi elemen dan derajat reduksi untuk Mikroorganisme

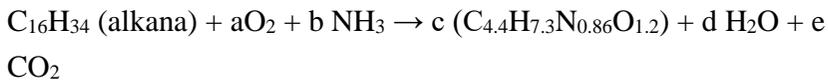
Mikroorganisme	Formula Elemen	Derajat reduksi $\gamma$ (relatif terhadap NH <sub>3</sub> )
<b>Bakteri</b>		
<i>Aerobacter aerogenes</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,55</sub> N <sub>0,25</sub>	3,98
<i>Escherichia coli</i>	CH <sub>1,77</sub> O <sub>0,49</sub> N <sub>0,24</sub>	4,07
<i>Klebsiella aerogenes</i>	CH <sub>1,75</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,22</sub>	4,23
<i>Klebsiella aerogenes</i>	CH <sub>1,73</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,24</sub>	4,15
<i>Klebsiella aerogenes</i>	CH <sub>1,75</sub> O <sub>0,47</sub> N <sub>0,17</sub>	4,30
<i>Klebsiella aerogenes</i>	CH <sub>1,73</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,24</sub>	4,15
<i>Paracoccus denitrificans</i>	CH <sub>1,81</sub> O <sub>0,51</sub> N <sub>0,20</sub>	4,19
<i>Paracoccus denitrificans</i>	CH <sub>1,51</sub> O <sub>0,46</sub> N <sub>0,19</sub>	3,96
<i>Pseudomonas C<sub>12</sub>B</i>	CH <sub>2</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,23</sub>	4,27
<b>Jamur</b>		
<i>Candida utilis</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,54</sub> N <sub>0,10</sub>	4,45
<i>Candida utilis</i>	CH <sub>1,87</sub> O <sub>0,56</sub> N <sub>0,20</sub>	4,15
<i>Candida utilis</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,46</sub> N <sub>0,19</sub>	4,34
<i>Candida utilis</i>	CH <sub>1,87</sub> O <sub>0,56</sub> N <sub>0,20</sub>	4,15
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	CH <sub>1,64</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,16</sub>	4,12
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,56</sub> N <sub>0,17</sub>	4,20
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	CH <sub>1,81</sub> O <sub>0,51</sub> N <sub>0,17</sub>	4,28
<b>Rata-rata</b>	CH <sub>1,79</sub> O <sub>0,50</sub> N <sub>0,20</sub>	4,19 (standar deviasi = 3%)

Dari Paulin M. Doran-Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012.

### Contoh 3.9

Asumsikan bahwa pengukuran eksperimental untuk suatu mikroorganisme menunjukkan bahwa sel dapat mengkonversi 2/3 (berat/berat) substrat karbon (alkana) menjadi biomassa.

- a. Hitung koefisien stoikiometri untuk reaksi biologis berikut:



- b. Hitung koefisien yield substrat  $Y_{X/S}$  (g sel kering/ g substrat) dan  $Y_{X/O_2}$  (g sel kering/ g  $\text{O}_2$ ).

JAWAB

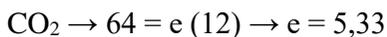
#### Perhitungan koefisien stoikiometri

Untuk alkana (heksadekana) =  $\text{C}_{16}\text{H}_{34}$

Jumlah karbon dalam 1 mol substrat =  $16 \times 12 \text{ gram} = 192 \text{ gram}$

Jumlah karbon yang dikonversi jadi biomassa =  $2/3 \times 192 \text{ gram} = 128 \text{ gram}$

- Biomassa  $\rightarrow 128 = c(4.4)(12) \rightarrow c = 2,42$
- Jumlah karbon yang dikonversi menjadi  $\text{CO}_2 = 192 - 128 = 64 \text{ gram}$



- Kesetimbangan N

$$\begin{aligned} 15b &= c(0,86)(14) \\ &= 2,42(0,86)(14) \end{aligned}$$

$$b = 2,085$$

- Kesetimbangan H

$$34(1) + 3b = 7,3c + 2d$$

$$34(1) + 3(2,085) = 7,3(2,42) + 2d$$

$$d = 12,43$$

- Kesetimbangan O

$$2a(16) = 1,2(c)(16) + 2(e)(16) + d(16)$$

$$a = 12,427$$

### Perhitungan koefisien yield

$$\begin{aligned} Y_{X/S} &= 2,42 \text{ (BM Biomassa)/(BM substrat)} \\ &= 2,42 (91,34)/(226) \\ &= 0,98 \text{ g sel kering/ g substrat} \end{aligned}$$

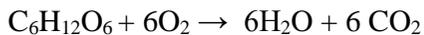
$$\begin{aligned} Y_{X/O_2} &= 2,42 \text{ (BM Biomassa)/(12,427) (BM O}_2\text{)} \\ &= 2,42 (91,34)/(12,427)(32) \\ &= 0,557 \text{ g sel kering /g O}_2 \end{aligned}$$

### 3.7.2 Prediksi Teoritis Terhadap Koefisien Yield

Pada fermentasi aerobik, yield pertumbuhan per elektron yang tersedia dalam molekul oksigen;  $Y = 3,14 \pm 0,11$  g sel kering/electron bila ammonia digunakan sebagai sumber N.

Jumlah elektron yang tersedia per molekul oksigen adalah 4. Bila jumlah molekul oksigen permol substrat yang dikonsumsi diketahui, koefisien yield pertumbuhan ( $Y_{X/S}$ ) dapat diketahui.

Sebagai contoh katabolisme glukosa secara aerobik.



- Jumlah elektron total dalam 1 mol glukosa = 24
- Yield ( $Y_{X/S}$ ) =  $Y_{X/e^-} \cdot X_{e^-}/S = 3,14 \times 24 = 76$  g sel kering/mol substrat
- Koefisien yield pertumbuhan diprediksi sebesar :

$$\begin{aligned} &= 76 \frac{\text{g sel kering}}{1 \text{ mol substrat}} \times 1 \frac{1 \text{ mol glukosa}}{180 \text{ g glukosa}} \\ &= 0,4 \text{ g sel kering/ g glukosa} \end{aligned}$$

Hasil pengukuran koefisien yield pertumbuhan secara aerobik pada media glukosa adalah  $0,38 - 0,51$  g/g.

- Yield ATP ( $Y_{X/ATP}$ ) dalam fermentasi anaerobik =  $10,5 \pm 2$  g sel kering/mol ATP

- Dalam kondisi aerobik,  $Y_{X/ATP} = 6-29$  g sel kering/mol ATP

Jika *yield* energi dari suatu pathway (jalur) metabolisme diketahui (N ml ATP yang dihasilkan per gram substrat yang dikonsumsi, maka *yield* pertumbuhan dapat dihitung sebagai berikut:

$$Y_{X/S} = Y_{X/ATP} \times N = Y_{X/ATP} \times \Sigma \text{ ATP/ g substrat}$$

### Contoh Soal 3.10

Perkirakan koefisien *yield* pertumbuhan dan produk secara teoritis pada fermentasi etanol oleh *S. cerevisiae* seperti digambarkan dalam reaksi berikut:



### JAWAB

$$Y_{X/ATP} = 10,5 \text{ g sel kering/mol ATP}$$

Yield glikolisis = 2 mol ATP/mol glukosa pada yeast, maka

$$\begin{aligned} Y_{X/S} &= 10,5 \text{ g sel kering/mol ATP} \times 2 \text{ mol ATP/180 g glukosa} \\ &= 0,117 \text{ g sel kering/ g glukosa} \end{aligned}$$

Untuk konversi sempurna glukosa menjadi etanol, *yield* maksimum untuk etanol adalah:

$$Y_{P/S} = (2 \times 46)/180 = 0,51 \text{ g etanol/g glukosa}$$

Sedangkan *yield* maksimum untuk  $CO_2$

$$Y_{CO_2/S} = (2 \times 44)/180 = 0,49 \text{ g } CO_2/g \text{ glukosa}$$

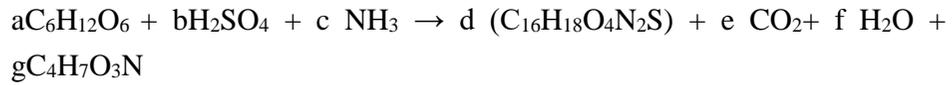
Dalam praktiknya, *yield* produk berkisar 90-95 % dari nilai maksimum secara teoritis karena sebagian glukosa dikonversi menjadi biomassa dan produk samping metabolisme seperti gliserol dan asetat.

### RANGKUMAN

Neraca massa merupakan bagian penting dalam bioproses untuk menghitung kesetimbangan reaksi biologis. Pengetahuan tentang *respiratory quotient*, derajat reduksi dan koefisien *yield* juga merupakan bagian yang sangat penting di dalam pertumbuhan dan pembentukan produk bioproses.

## LATIHAN SOAL

1. Produk bir yang dihasilkan dari fermentor pembuatan bir dipompakan ke kolom distilasi dengan laju alir 50.000 kg/jam. Produk bir ini mengandung 10% etanol dan 90% air. Pada bagian atas kolom distilasi (distilat) mengandung 60% etanol dan 40% air dengan laju alir pada distilat sebesar 1/10 dari umpan.
  - a. Tentukan komposisi komponen yang terdapat pada produk bagian bawah kolom (bottom) distilasi dan laju alirnya.
  - b. Buatlah tabel neraca massa.
2. Diproduksi etanol 100% dari pencampuran larutan alkohol yang mengandung 95% etanol dan 5% air dengan larutan benzen murni menggunakan proses distilasi Keyes. Benzen ditambahkan untuk mengurangi sifat volatil pada alkohol. Pada kondisi ini, produk distilat mengandung 18,5% etanol, 7,4% airdan 74,1% benzen. Tentukan volume benzen yang diumpangkan jika laju alir produk etanol 100% 250 L (Diketahui  $\rho$  etanol 100% = 0,785 g cm<sup>-3</sup>,  $\rho$  benzen = 0,872 g cm<sup>-3</sup>) dan buatlah tabel neraca massa.
3. Perkembangbiakan *S. Cerevisiae* dari etanol secara aerobik dapat dilihat pada reaksi dibawah ini :
$$C_2H_5OH + a NH_3 + b O_2 \rightarrow c CH_{1,704}N_{0,149}O_{0,408} + d H_2O + e CO_2$$
  - a. Tentukan nilai koefisien *a*, *b*, *c*, *d* dan *e* jika RQ = 0,5
  - b. Tentukan koefisien yield  $CH_{1,704}N_{0,149}O_{0,408}$  ( $Y_{X/S}$ ) dan koefisien yield  $O_2$  ( $Y_{X/O_2}$ ).
4. Asumsikan bahwa pengukuran eksperimental untuk suatu mikroorganisme menunjukkan bahwa sel dapat mengkonversi 2/3 (berat/berat) substrat karbon ( $C_6H_{12}O_6$ ) menjadi biomassa ( $C_{4.4}H_{7.3}N_{0.86}O_{1.2}$ ).
  - a. Hitung koefisien stoikiometri untuk reaksi biologis berikut:
$$C_6H_{12}O_6 + aO_2 + bNH_3 \rightarrow c(C_{4.4}H_{7.3}N_{0.86}O_{1.2}) + dH_2O + eCO_2$$
  - b. Hitung koefisien yield substrat  $Y_{X/S}$  (g sel kering/ g substrat) dan  $Y_{X/O_2}$  (g sel kering/ g  $O_2$ ).
5. Proses pembuatan *Penicillin G* dalam industri farmasi mengikuti persamaan reaksi berikut:



Asumsi

1. Dibutuhkan 1 kmol *Penicillin G* (334 kg) per *batch*.
2. Yield produk = 20 % ( $Y_{P/S} = 0,2$ )
3. Yield biomassa = 50 % ( $Y_{X/S} = 0,5$ )

Hitunglah koefisien reaksi diatas berdasarkan neraca elemen.

## MODUL 4

### NERACA ENERGI

#### PENDAHULUAN

Proses fermentasi melibatkan mikroorganisme dan enzim yang beroperasi pada temperatur dan tekanan normal. Kenaikan temperatur dan tekanan dalam proses menyebabkan kerusakan produk karena mikroorganisme sangat sensitif terhadap kenaikan panas dan perubahan suhu. Perhitungan neraca energi diperlukan untuk meminimalkan atau menghindari kerusakan produk. Dalam proses berskala besar, panas yang dilepaskan selama reaksi dapat menyebabkan kematian sel atau denaturasi enzim jika tidak dihilangkan dengan cepat. Untuk perancangan fasilitas kontrol suhu yang rasional, aliran energi dalam sistem harus ditentukan dengan menggunakan neraca energi. Perhitungan neraca energi juga diperlukan untuk proses sterilisasi uap.

Perhitungan neraca energi juga bisa membantu menjaga suhu optimal karena dapat mengatur jumlah *steam* atau pendingin yang dibutuhkan sesuai temperatur yang diinginkan. Modul ini menjelaskan konsep termodinamika, persamaan kekekalan energi yang berlaku untuk teknologi bioproses. Teknik perhitungan yang diuraikan pada Modul 4 kemudian diperluas untuk solusi masalah keseimbangan energi yang sederhana. Pemahaman proses fermentasi dapat dipermudah dengan mengetahui perhitungan neraca elemen dan besarnya energi yang dibutuhkan. Kompetensi yang diharapkan, saudara dapat:

1. Menghitung neraca energi tanpa reaksi
2. Menghitung besarnya energi yang dihasilkan selama proses fermentasi
3. Menghitung neraca energi untuk rangkaian proses sederhana.

#### KEGIATAN BELAJAR 1

##### 4.1 KONSEP DASAR ENERGI

Energi terbagi menjadi tiga bentuk:

- Energi Kinetik,  $E_k$
- Energi Potensial,  $E_p$
- Energi Dalam,  $U$

Energi kinetik adalah energi yang dimiliki oleh sistem bergerak karena kecepatannya. Energi potensial adalah karena posisi sistem di medan gravitasi atau elektromagnetik, atau karena konformasi sistem relatif terhadap posisi ekuilibrium (misalnya, kompresi pegas). Energi dalam adalah jumlah semua energi molekul, atom dan sub atomik dari bahan. Energi dalam tidak dapat diukur secara langsung atau diketahui secara absolut tapi perubahan energi dalam dapat dihitung.

Energi ditransfer sebagai panas atau kerja. Panas adalah energi yang mengalir melintasi batas sistem karena perbedaan suhu antara sistem dan lingkungan. Kerja adalah energi yang ditransfer sebagai hasil dari daya pendorong selain perbedaan suhu. Ada dua jenis kerja: kerja poros ( $W_s$ ), yaitu kerja yang dilakukan oleh bagian yang bergerak dalam sistem (misalnya, sebuah impeller yang mencampur hasil fermentasi), dan kerja alir ( $W_f$ ), energi yang dibutuhkan untuk mendorong bahan ke dalam sistem. Dalam proses *flow-through* (mengalir-melewati), cairan di aliran masuk memiliki kerja yang dilakukan di atasnya oleh cairan di luar sistem, sementara cairan di aliran keluar bekerja pada cairan di depan untuk mendorong arus. Arus kerja diberikan oleh persamaan:

$$W_f = p V \quad [4.1]$$

Dimana  $p$  adalah tekanan dan  $V$  adalah volume. (Yakinkan diri Anda bahwa  $pV$  memiliki dimensi yang sama dengan kerja dan energi.)

## Entalpi

Entalpi adalah istilah yang sering digunakan dalam perhitungan keseimbangan energi yang didefinisikan sebagai kombinasi dua istilah energi:

$$H = U + p V \quad [4.2]$$

Dimana  $H$  adalah entalpi,  $U$  adalah energi dalam,  $p$  adalah tekanan, dan  $V$  adalah volume. spesifik entalpi  $h$  dinyatakan:

$$h = u + p v \quad [4.3]$$

Dimana  $u$  adalah spesifik energi dalam dan  $v$  adalah spesifik volume. Karena energi internal tidak dapat diukur atau diketahui secara absolut, tidak didapatkan entalpi.

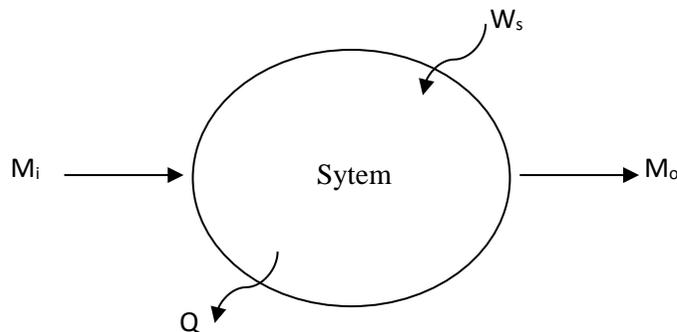
## 4.2 PERSAMAAN UMUM NERACA ENERGI

Prinsip yang mendasari semua perhitungan keseimbangan energi adalah hukum kekekalan energi, yang menyatakan bahwa energi tidak dapat diciptakan maupun dimusnahkan.

Hukum kekekalan energi dapat ditulis sebagai:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Energi} \\ \text{masuk} \\ \text{sistem} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Energi} \\ \text{keluar} \\ \text{sistem} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Energi} \\ \text{yang} \\ \text{terakumulasi} \end{array} \right\} \quad [4.4]$$

Untuk penerapan praktis dari persamaan ini, perhatikan sistem yang digambarkan pada Gambar 4.1. Mass  $M_i$  memasuki sistem sementara massa  $M_o$  pergi. Kedua massa memiliki energi yang terkait dengannya dalam bentuk energi dalam, kinetik, dan potensial; Kerja alir juga sedang dilakukan. Energi meninggalkan sistem sebagai panas  $Q$ ; Kerja poros  $W_s$  dilakukan pada sistem oleh lingkungan sekitar. Kita akan mengasumsikan bahwa sistem ini homogen tanpa beban atau efek energi permukaan.



**Gambar 4.1** Sistem alir untuk perhitungan neraca energi.

Untuk menerapkan Pers. (4.4), kita harus mengidentifikasi bentuk energi yang terlibat dalam setiap istilah. Jika kita mengelompokkan sifat-sifat ekstensif dan mengekspresikannya sebagai variabel spesifik dikalikan dengan massa, Pers. (4.4) dapat dituliskan:

$$M_i (u + e_k + e_p + pv)_i - M_o (u + e_k + e_p + pv)_o - Q + W_s = \Delta E \quad [4.5]$$

Dimana lambang  $i$  dan  $o$  mengacu pada kondisi aliran masuk dan keluar, untuk masing-masing, dan  $\Delta E$  mewakili total perubahan atau akumulasi energi dalam

sistem.  $U$  adalah spesifik energi dalam,  $e_k$  adalah spesifik energi kinetik,  $e_p$  adalah spesifik energi potensial,  $p$  adalah tekanan, dan  $v$  adalah spesifik volume. Semua energi yang terkait dengan massa yang melintasi batas sistem ditambahkan bersama. Istilah perpindahan energi  $Q$  dan  $W_s$  dianggap terpisah. Kerja poros muncul secara eksplisit di Pers. (4.5) sebagai  $W_s$ ; Aliran kerja yang dilakukan oleh aliran masuk dan keluar diwakili sebagai  $pv$  dikalikan massa.

Aliran energi yang diwakili oleh  $Q$  dan  $W_s$  dapat diarahkan baik ke dalam atau di luar sistem; tanda yang tepat harus digunakan untuk menunjukkan arah arus. Karena biasanya dalam bioproses kerja poros dilakukan pada sistem oleh sumber eksternal, dalam teks ini kita akan mengadopsi konvensi bahwa kerja itu positif bila energi mengalir dari sekitarnya ke sistem seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.1. Sebaliknya, kerja akan dianggap negatif saat sistem tersebut memasok energi kerja ke lingkungan sekitar. Di sisi lain, kita akan menganggap panas sebagai positif ketika lingkungan menerima energi dari sistem yaitu, ketika suhu sistem lebih tinggi dari pada lingkungan sekitar. Oleh karena itu, ketika  $W_s$  dan  $Q$  adalah bilangan positif,  $W_s$  memberikan kontribusi positif terhadap kandungan energi sistem sementara  $Q$  mengalami pengurangan.

Persamaan (4.5) mengacu pada sebuah proses dengan hanya satu aliran masuk dan satu aliran keluar. Persamaan yang lebih umum adalah Persamaan (4.6), yang dapat digunakan untuk sejumlah aliran bahan yang terpisah:

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} M (u + e_k + e_p + pv) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} M (u + e_k + e_p + pv) - Q + W_s = \Delta E \quad [4.6]$$

Simbol  $\Sigma$  berarti penjumlahan; internal, kinetik, potensial, dan kerja alir yang terkait dengan semua aliran keluaran ditambahkan bersama-sama dan dikurangkan dari jumlah untuk semua aliran masuk. Persamaan (4.6) adalah bentuk dasar dari hukum pertama termodinamika, sebuah ungkapan matematis sederhana dari hukum kekekalan energi. Persamaan ini dapat dipersingkat dengan mengganti entalpi  $h$  untuk  $u + pv$  seperti yang didefinisikan oleh Persamaan (4.5):

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} M (h + e_k + e_p) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} M (h + e_k + e_p) - Q + W_s = \Delta E \quad [4.7]$$

### 4.2.1 Kasus Khusus

Persamaan (4.7) dapat disederhanakan jika asumsi berikut dibuat:

- Energi kinetik dapat diabaikan
- Energi potensial dapat diabaikan

Asumsi ini dapat diterima untuk bioproses, dimana gerak kecepatan tinggi dan perubahan besar pada tinggi atau medan elektromagnetik umumnya tidak terjadi. Dengan demikian, persamaan keseimbangan energi menjadi:

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} (M h) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} (M h) - Q + W_s = \Delta E \quad [4.8]$$

Persamaan (4.8) dapat disederhanakan lebih lanjut dalam kasus khusus berikut ini:

- Proses aliran *steady state*. Pada kondisi *steady state*, semua sifat sistem bersifat invarian. Oleh karena itu, tidak ada akumulasi atau perubahan energi dari sistem:  $\Delta E = 0$ . Persamaan keseimbangan energi *steady state* adalah:

$$\begin{aligned} \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} (M h) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} (M h) - Q + W_s \\ = 0 \end{aligned} \quad [4.9]$$

Persamaan (4.9) juga dapat diterapkan selama seluruh durasi proses *batch* dan proses *fed-batch* jika tidak ada akumulasi energi; 'Aliran keluar' dalam kasus ini mengacu pada hasil seluruh massa di sistem pada akhir proses. Persamaan (4.9) sering digunakan dalam neraca energi bioproses.

- Proses adiabatik. Suatu proses di mana tidak ada panas yang dipindahkan ke atau dari sistem ini disebut adiabatik; Jika sistem memiliki keadaan adiabatik, ia tidak dapat melepaskan atau menerima panas ke atau dari sekitarnya. Dengan kondisi ini  $Q = 0$  dan Pers. (4.8) menjadi:

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} (M h) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} (M h) + W_s = 0 \quad [4.10]$$

## 4.3 PROSEDUR PERHITUNGAN ENTALPI

Terlepas dari bagaimana perubahan entalpi terjadi, ketentuan tertentu digunakan dalam perhitungan entalpi.

### 4.3.1 Keadaan Referensi

Spesifik Entalpi  $h$  muncul secara eksplisit dalam persamaan keseimbangan energi. Apakah nilai  $h$  yang kita gunakan dalam persamaan ini jika entalpi tidak dapat diukur atau diketahui secara absolut? Karena keseimbangan energi sebenarnya terkait dengan perbedaan entalpi antara aliran masuk dan keluar, kita dapat mengatasi kesulitan dengan selalu bekerja dalam hal perubahan entalpi. Dalam banyak masalah keseimbangan energi, perubahan entalpi dievaluasi relatif terhadap keadaan referensi yang harus didefinisikan pada awal perhitungan.

Karena  $H$  tidak dapat diketahui secara pasti, akan lebih mudah untuk menetapkan  $H = 0$  ke beberapa keadaan referensi. Misalnya, bila 1 gmol karbon dioksida dipanaskan pada tekanan 1 atm dari  $0^\circ\text{C}$  sampai  $25^\circ\text{C}$ , perubahan entalpi gas dapat dihitung (dengan metode yang dijelaskan kemudian) sebagai  $\Delta H = 0,91$  kJ. Jika kita menetapkan  $H = 0$  untuk gas  $\text{CO}_2$  pada suhu  $0^\circ\text{C}$ ,  $H$  pada  $25^\circ\text{C}$  dapat dianggap 0,91 kJ. Hasil ini tidak berarti bahwa nilai pasti dari entalpi pada suhu  $25^\circ\text{C}$  adalah 0,91 kJ; Kita hanya bisa mengatakan bahwa entalpi pada suhu  $25^\circ\text{C}$  adalah 0,91 kJ relatif terhadap entalpi pada suhu  $0^\circ\text{C}$ .

Kami akan menggunakan beberapa keadaan referensi dalam perhitungan keseimbangan energi untuk menentukan perubahan entalpi. Misalkan, kita ingin menghitung perubahan entalpi saat sistem bergerak dari keadaan 1 ke keadaan 2. Jika entalpi dari keadaan 1 dan 2 diketahui relatif terhadap kondisi referensi yang sama,  $H_{\text{ref}}$ ,  $\Delta H$  dihitung sebagai berikut:

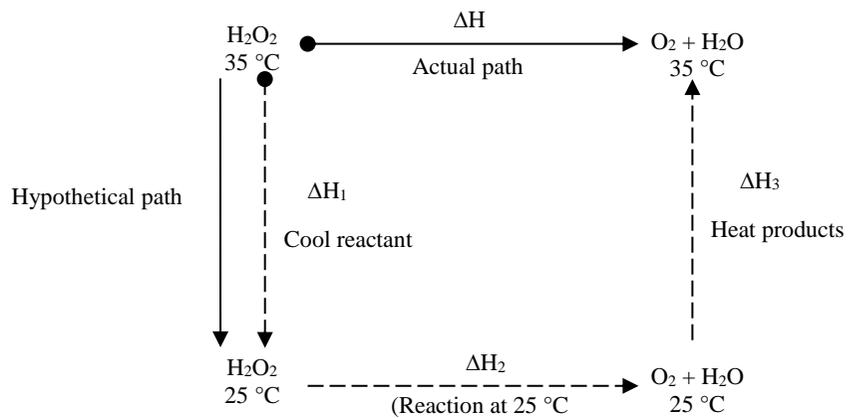
$$\begin{array}{ccc} \text{Keadaan 1} & \xrightarrow{\Delta H} & \text{Keadaan 2} \\ \text{Entalpi} = H_1 - H_{\text{ref}} & & \text{Entalpi} = H_2 - H_{\text{ref}} \\ \Delta H = (H_2 - H_{\text{ref}}) - (H_1 - H_{\text{ref}}) = H_2 - H_1 & & \end{array}$$

$\Delta H$  oleh karena itu independen dari keadaan referensi karena  $h_{\text{ref}}$  membatalkan dalam perhitungan.

### 4.3.2 Sifat Keadaan

Nilai beberapa variabel hanya bergantung pada keadaan sistem dan bukan pada bagaimana keadaan itu tercapai. Variabel ini disebut sifat keadaan atau fungsi keadaan; meliputi suhu, tekanan, densitas, dan komposisi. Di sisi lain, kerja adalah jalur fungsi karena jumlah kerja yang dilakukan tergantung pada cara di mana keadaan akhir sistem diperoleh dari keadaan sebelumnya.

Entalpi adalah fungsi keadaan. Sifat entalpi ini sangat berguna dalam perhitungan keseimbangan energi. Artinya, perubahan entalpi suatu sistem dapat dihitung dengan mengambil serangkaian langkah hipotetis atau jalur proses yang mengarah dari keadaan awal dan akhirnya mencapai keadaan akhir. Perubahan entalpi dihitung untuk setiap langkah; Total perubahan entalpi untuk proses ini sama dengan jumlah perubahan pada jalur hipotetis. Hal ini berlaku meski jalur proses yang digunakan untuk perhitungan tidak sama dengan yang sebenarnya yang dialami oleh sistem



**Gambar 4.2** Jalur proses hipotetis untuk perhitungan perubahan entalpi.

Sebagai contoh, perhatikan perubahan entalpi untuk proses yang ditunjukkan pada Gambar 4.2, dimana hidrogen peroksida diubah menjadi oksigen dan air dengan enzim *katalase*. Perubahan entalpi untuk proses langsung pada suhu  $35^\circ\text{C}$  dapat dihitung dengan menggunakan jalur alternatif dimana hidrogen peroksida pertama didinginkan sampai  $25^\circ\text{C}$ , oksigen dan air dibentuk dengan reaksi pada suhu  $25^\circ\text{C}$ , dan produk dipanaskan sampai  $35^\circ\text{C}$ . Karena keadaan

awal dan akhir untuk jalur aktual dan hipotetis sama, perubahan entalpi total juga sama:

$$\Delta H = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 \quad [4.11]$$

Alasan untuk menggunakan jalur hipotetis dari pada aktual untuk menghitung perubahan entalpi akan menjadi jelas nanti di bab ini.

#### 4.4 PERUBAHAN ENTALPI DALAM PROSES NONREAKTIF

Perubahan entalpi bisa terjadi sebagai akibat dari:

1. Perubahan suhu
2. Perubahan fasa
3. Pencampuran atau larutan
4. Reaksi

##### 4.4.1 Perubahan Temperatur

Panas yang dipindahkan untuk menaikkan atau menurunkan suhu bahan disebut panas *sensibel*; Perubahan entalpi suatu sistem karena variasi suhu disebut perubahan panas *sensibel*. Dalam perhitungan keseimbangan energi, perubahan panas *sensible* ditentukan dengan menggunakan sifat bahan yang disebut kapasitas panas pada tekanan konstan, atau hanya kapasitas panas. Kita akan menggunakan simbol  $C_p$  untuk kapasitas panas; Satuan untuk  $C_p$  adalah, misalnya,  $\text{J gmol}^{-1} \text{K}^{-1}$ ,  $\text{kal g}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ , dan  $\text{Btu lb}^{-1} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}$ . Istilah kapasitas panas spesifik atau panas spesifik kadang-kadang digunakan saat kapasitas panas dinyatakan secara per satuan massa. Nilai untuk kapasitas panas harus diketahui sebelum perubahan entalpi dari pemanasan atau pendinginan dapat ditentukan.

Ada beberapa metode untuk menghitung perubahan entalpi dengan menggunakan nilai  $C_p$ . Bila  $C_p$  kira-kira konstan, perubahan entalpi suatu zat pada tekanan konstan karena perubahan suhu  $\Delta T$  adalah:

$$\Delta H = M C_p \Delta T = M C_p (T_2 - T_1) \quad [4.12]$$

Dimana  $M$  adalah massa atau mol zat tergantung pada dimensi  $C_p$ ,  $T_1$  adalah suhu awal, dan  $T_2$  adalah suhu akhir. Perubahan yang sesuai pada entalpi spesifik adalah:

$$\Delta h = C_p \Delta T = C_p (T_2 - T_1)$$

[4.13]

#### CONTOH 4.1 PERUBAHAN PANAS *SENSIBLE* DENGAN $C_p$ KONSTAN

Berapakah entalpi asam format 150 g pada suhu 70 °C dan 1 atm relative terhadap 25°C 1 atm?

##### Penyelesaian:

$C_p$  untuk asam format dalam kisaran suhu yang diinginkan adalah 0,524 kal g<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup>. Substitusi ke (Pers. 4.12):

$$\Delta H = (150 \text{ g}) (0,524 \text{ kal g}^{-1} \text{ °C}^{-1}) (70 - 25) \text{ °C}$$

$$\Delta H = 3537 \text{ kal}$$

atau

$$\Delta H = 3,54 \text{ kkal}$$

Sehubungan dengan  $H = 0$  pada 25°C, entalpi asam format pada 70°C adalah 3,54 kkal.

Kapasitas panas untuk sebagian besar zat bervariasi sesuai suhu. Ini berarti bahwa ketika kita menghitung perubahan entalpi karena perubahan suhu  $\Delta T$ , nilai  $C_p$  sendiri bervariasi pada kisaran  $\Delta T$ . Kapasitas panas sering disusun sebagai fungsi suhu polinomial, seperti:

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad [4.14]$$

Koefisien a, b, c, dan d untuk sejumlah zat.

Salah satu metode untuk menghitung perubahan panas *sensible* saat  $C_p$  bervariasi dengan suhu melibatkan penggunaan kapasitas panas rata-rata,  $C_{pm}$ . Nilai ini didasarkan pada perubahan entalpi relatif terhadap referensi suhu tunggal,  $T_{ref} = 0^\circ \text{ C}$ . Untuk menentukan perubahan entalpi untuk perubahan suhu dari  $T_1$  ke  $T_2$ , baca nilai  $C_{pm}$  pada  $T_1$  dan  $T_2$  dan hitung:

$$\Delta H = M [(C_{pm})_{T_2} (T_2 - T_{ref}) - (C_{pm})_{T_1} (T_1 - T_{ref})] \quad [4.15]$$

#### 4.4.2 Perubahan Fasa

Perubahan fasa, seperti penguapan dan pencairan, disertai oleh perubahan energi dalam dan entalpi yang relatif besar karena ikatan antara molekul rusak dan terbentuk. Panas dipindahkan ke atau dari sistem yang menyebabkan perubahan fasa pada suhu dan tekanan konstan dikenal sebagai panas laten. Jenis panas laten adalah:

- Panas laten penguapan ( $\Delta h_v$ ): panas yang dibutuhkan untuk menguapkan cairan.
- Panas laten fusi ( $\Delta h_f$ ): panas yang dibutuhkan untuk melelehkan padatan.
- Panas laten sublimasi ( $\Delta h_s$ ): panas yang dibutuhkan untuk menguap secara langsung padatan.

Perubahan entalpi yang dihasilkan dari perubahan fasa dihitung langsung dari panas laten. Misalnya, kenaikan entalpi karena penguapan massa cair  $M$  pada suhu konstan adalah:

$$\Delta H = M \Delta h_v \quad [4.16]$$

#### CONTOH 4.2 ENTALPI PENGUAPAN

50 gram uap benzaldehid dikondensasi pada suhu  $179^\circ\text{C}$ . Berapakah entalpi cairan terhadap uap?

##### Penyelesaian:

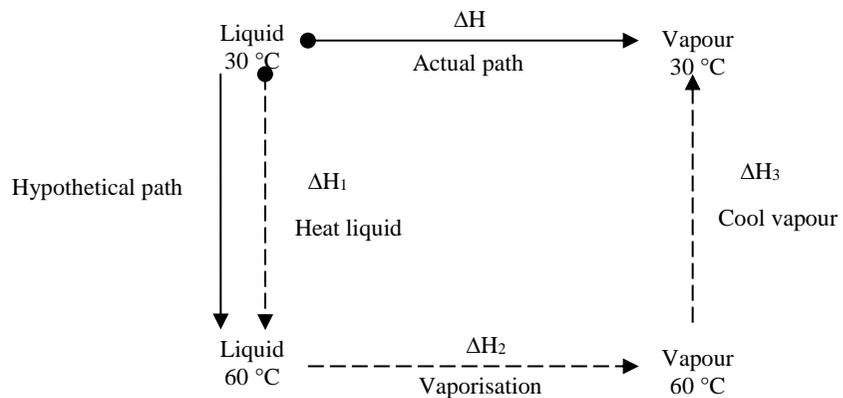
Berat molekul benzaldehid adalah 106,12, titik didih normal adalah  $179,0^\circ\text{C}$ , dan panas standar penguapan adalah  $38,40 \text{ kJ gmol}^{-1}$ . Untuk kondensasi, panas laten adalah  $238,40 \text{ kJ gmol}^{-1}$ . Perubahan entalpi adalah:

$$\Delta H = 50 \text{ g} \cdot \frac{1 \text{ gmol}}{106,12 \text{ g}} \cdot (-38,40 \text{ kJ gmol}^{-1}) = -18,09 \text{ kJ}$$

Oleh karena itu, entalpi 50 g cairan benzaldehid terhadap uap pada  $179^\circ\text{C}$  adalah

-18,1 kJ. Karena panas dilepaskan selama kondensasi, entalpi cairan lebih rendah dari pada entalpi uap.

Perubahan fasa sering terjadi pada suhu di atas titik didih, leleh, atau sublimasi normal; Misalnya, air bisa menguap pada suhu yang lebih tinggi atau lebih rendah dari 100°C. Bagaimana kita bisa menentukan  $\Delta H$  ketika panas laten pada suhu sebenarnya dari perubahan fasa tidak tercantum dalam tabel? Masalah ini diatasi dengan menggunakan jalur proses hipotetis seperti yang dijelaskan pada bagian 4.3.2. Misalkan cairan diuapkan secara isothermal pada suhu 30°C, namun nilai tabulasi untuk panas standar penguapan mengacu pada 60°C. Seperti ditunjukkan pada Gambar 4.3, kita dapat mempertimbangkan suatu proses dimana cairan dipanaskan dari 30°C sampai 60°C, diuapkan pada suhu 60°C, dan uap didinginkan sampai 30°C. Total perubahan entalpi untuk proses hipotetis ini sama seperti jika penguapan terjadi secara langsung pada suhu 30°C.  $\Delta H_1$  dan  $\Delta H_3$  adalah perubahan panas *sensible*, yang dapat dihitung dengan menggunakan nilai kapasitas panas dan metode yang dijelaskan pada bagian 4.4.1.  $\Delta H_2$  adalah panas laten pada kondisi standar yang dihitung dengan menggunakan data  $\Delta h_v$  yang tersedia dari tabel. Karena entalpi adalah sifat keadaan,  $\Delta H$  untuk jalur sebenarnya sama dengan  $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3$ .



**Gambar 4.3** Jalur proses untuk menghitung perubahan panas laten pada suhu selain titik didih normal.

#### 4.4.3 Pencampuran dan Larutan

Sejauh ini kita telah mempertimbangkan perubahan entalpi untuk senyawa murni. Untuk larutan ideal atau campuran ideal beberapa senyawa, sifat termodinamika campuran adalah jumlah kontribusi sederhana dari komponen

individual. Namun, bila senyawa dicampur atau dilarutkan, ikatan antara molekul dalam pelarut dan zat terlarut rusak dan terbentuk. Dalam solusi nyata, penyerapan atau pelepasan energi menyertai proses ini, mengakibatkan perubahan energi dalam dan entalpi campuran. Pengenceran asam sulfat dengan air adalah contoh yang baik; Dalam hal ini, energi dilepaskan.

Untuk solusi nyata, ada istilah energi tambahan yang perlu dipertimbangkan dalam menilai entalpi: panas integral pencampuran atau panas integral larutan,  $\Delta H_m$ . Panas integral larutan didefinisikan sebagai perubahan entalpi yang terjadi saat satu mol zat terlarut dilarutkan pada suhu konstan dalam jumlah tertentu pelarut. Entalpi campuran nonideal dari dua senyawa A dan B adalah:

$$H_{\text{mixture}} = H_A + H_B + \Delta H_m \quad [4.17]$$

Dimana  $H_A$  adalah entalpi senyawa A,  $H_B$  adalah entalpi senyawa B, dan  $\Delta H_m$  adalah panas pencampuran.

Panas pencampuran adalah sifat dari komponen larutan dan tergantung pada suhu dan konsentrasi campuran. Sebagai larutan menjadi lebih dan lebih encer, nilai asimtotik  $\Delta h_m$  tercapai. Nilai ini disebut panas integral larutan dengan pengenceran tak terbatas. Bila air merupakan komponen utama larutan,  $\Delta h_m$  pada pengenceran tak terbatas dapat digunakan untuk menghitung entalpi campuran

### CONTOH 4.3 PANAS LARUTAN

Asam malonat dan air tersedia terpisah pada suhu 25°C. Jika 15 g asam malonat dilarutkan dalam 5 kg air, berapa banyak panas yang harus ditambahkan agar larutan tetap berada pada suhu 25°C? Berapakah entalpi larutan terhadap komponennya?

Penyelesaian:

Berat molekul asam malonat adalah 104. Karena larutannya sangat encer ( $<0,3\%$  b /b), kita dapat menggunakan panas integral larutan dengan pengenceran tak terbatas. Dari buku pegangan,  $\Delta h_m$  pada suhu kamar adalah 4,493 kkal  $\text{gmol}^{-1}$ . Nilai ini positif; Oleh karena itu, entalpi campuran lebih besar

dari pada komponen dan panas yang diserap selama pelarutan. Panas yang dibutuhkan agar larutan tetap pada suhu 25°C adalah:

$$\Delta H = 15 \text{ g} \cdot \frac{1 \text{ gmol}}{104 \text{ g}} \cdot (4,493 \text{ kkal gmol}^{-1}) = 0.648 \text{ kkal}$$

Sehubungan dengan  $H = 0$  untuk air dan asam malonat pada 25°C, entalpi larutan pada 25°C adalah 0,65 kkal.

#### 4.5 PROSEDUR PERHITUNGAN KESEIMBANGAN ENERGI TANPA REAKSI

Metode yang dijelaskan pada Bagian 4.4 untuk mengevaluasi entalpi dapat digunakan untuk memecahkan masalah keseimbangan energi untuk sistem dimana reaksi tidak terjadi. Banyak poin yang dijelaskan di Modul 4 untuk keseimbangan bahan juga berlaku saat menetapkan keseimbangan energi.

1. Diagram alir yang digambar dengan benar dan berlabel sangat penting untuk mengidentifikasi semua aliran masuk dan keluar dan komposisinya. Untuk keseimbangan energi, suhu, tekanan, dan fasa bahan juga harus ditunjukkan jika sesuai.
2. Satuan yang dipilih untuk keseimbangan energi harus dinyatakan; Unit ini juga digunakan saat melabeli flow diagram.
3. Seperti pada masalah keseimbangan massa, dasar perhitungan dipilih dan dinyatakan dengan jelas.
4. Keadaan referensi untuk  $H = 0$  ditentukan. Dengan tidak adanya reaksi, keadaan referensi untuk setiap spesies molekuler dalam sistem dapat diberikan secara berubah-ubah.
5. Sebutkan semua asumsi yang digunakan untuk memecahkan masalah. Asumsi seperti tidak adanya kebocoran dan operasi *steady-state* untuk proses kontinu umumnya berlaku.

Asumsi lain yang umumnya dibuat untuk keseimbangan energi meliputi:

- Sistemnya homogen atau dicampur dengan baik. Dengan kondisi ini, aliran produk termasuk gas meninggalkan sistem pada suhu sistem.

- Panas campuran sering diabaikan untuk campuran yang mengandung senyawa dengan struktur molekul serupa. Campuran gas selalu dianggap ideal.
- Kadang kerja poros bisa diabaikan meski sistem diaduk dengan cara mekanis. Asumsi ini mungkin tidak berlaku bila pencampuran kuat digunakan atau bila cairan diaduk sangat kental. Bila kerja poros tidak dapat diabaikan, Anda perlu mengetahui berapa banyak energi mekanik yang dimasukkan melalui pengaduk.
- Penguapan dalam sistem cair dapat dianggap diabaikan jika komponennya tidak terlalu mudah menguap atau jika suhu operasi relatif rendah.
- Kehilangan panas dari sistem ke lingkungan sering diabaikan; Asumsi ini umumnya berlaku untuk tangki berisolasi besar saat suhu operasi mendekati lingkungan.

#### CONTOH 4.4 PEMANAS AIR KONTINU

Air pada suhu  $25^{\circ}\text{C}$  memasuki tangki pemanas terbuka dengan kecepatan  $10 \text{ kg h}^{-1}$ . Air cair meninggalkan tangki pada suhu  $88^{\circ}\text{C}$  pada kecepatan  $9 \text{ kg h}^{-1}$ ;  $1 \text{ kg h}^{-1}$  uap air hilang dari sistem melalui penguapan. Pada keadaan *steady state*, berapakah laju panas masuk ke sistem?

Penyelesaian :

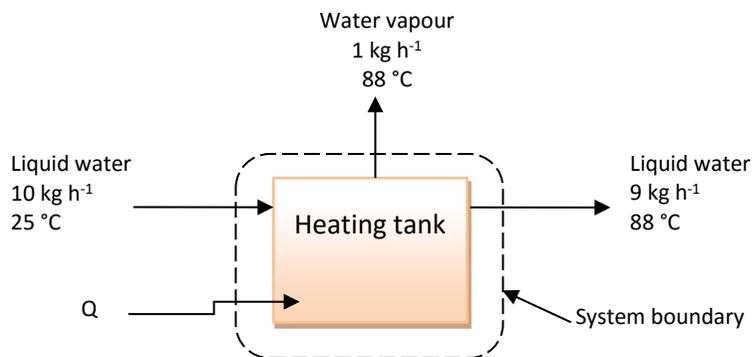
##### 1. Pasang

- Pilih satuan untuk masalah ini.  
kg, h, kJ,  $^{\circ}\text{C}$
- Gambarkan *flow sheet* yang menunjukkan semua data dan unit.  
*flow sheet* ditunjukkan pada Gambar 4.4.
- Tentukan batasan sistem dengan menggambar pada *flow sheet*.  
Batasan sistem ditunjukkan pada Gambar 4.4.

##### 2. Menganalisis

- Sebutkan asumsi apa saja.
  - proses beroperasi pada keadaan *steady state*
  - sistem tidak bocor

- sistemnya homogen
  - penguapan terjadi pada suhu 88°C
  - uap jenuh
  - kerja poros diabaikan
  - tidak ada kehilangan panas
- Memilih dan memberi basis.  
Perhitungannya didasarkan pada 10 kg air yang masuk ke sistem, atau 1 jam.
  - Pilih kondisi referensi.  
Kondisi referensi untuk air sama dengan yang digunakan pada tabel uap: 0,01°C dan 0,6112 kPa.
  - Kumpulkan data tambahan yang dibutuhkan.  
 $H$  (air pada suhu 88°C) = 368,5 kJ kg<sup>-1</sup> (Tabel D: 1)  
 $H$  (*saturated steam* pada suhu 88°C) = 2.656,9 kJ kg<sup>-1</sup> (Tabel D: 1)  
 $H$  (air pada suhu 25°C) = 104,8 kJ kg<sup>-1</sup> (Tabel D: 1)



**Gambar 4.4** Flow sheet untuk pemanas air kontinu

- Tentukan senyawa mana yang terlibat dalam reaksi.  
Tidak ada reaksi yang terjadi.
- Tuliskan persamaan keseimbangan massa yang tepat.  
Neraca massa sudah lengkap.
- Tuliskan persamaan keseimbangan energi yang tepat.

Pada kondisi *steady state*, Pers. (4.9) berlaku:

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} (M h) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} (M h) - Q + W_s = 0$$

### 3. Hitung

Identifikasi istilah dalam persamaan keseimbangan energi.

Untuk masalah ini  $W_s = 0$ . Persamaan keseimbangan energi menjadi:

$$(Mh)_{\text{liq in}} - (Mh)_{\text{liq out}} - Q = 0$$

Substitusi persamaan yang tersedia:

$$(10 \text{ kg})(104,8 \text{ kJ kg}^{-1}) - (9 \text{ kg})(368,5 \text{ kJ kg}^{-1}) - (1 \text{ kg})(2.656,9 \text{ kJ kg}^{-1}) - Q = 0$$

$$Q = -4.925,4 \text{ kJ}$$

Q memiliki nilai negatif. Jadi, sesuai dengan ketentuan tanda yang diuraikan di Bagian 4.2, panas harus dipasok ke sistem dari lingkungan.

### 4. Selesaikan

Jawab pertanyaan spesifik yang diajukan dalam masalah; Jawab jawabannya dengan jelas. laju panas masuk adalah  $4,93 \times 10^3 \text{ kJ h}^{-1}$ .

## CONTOH 4.5 PENDINGINAN DALAM PROSES *DOWNSTREAM*

Pada pemrosesan *downstream* asam glukonat, konsentrat larutan fermentasi yang mengandung 20% (b/b) asam glukonat didinginkan sebelum dikristalisasi. Konsentrat larutan yang meninggalkan evaporator dengan laju  $2.000 \text{ kg h}^{-1}$  dan harus didinginkan dari  $90^\circ\text{C}$  sampai  $6^\circ\text{C}$ . Pendinginan dicapai dengan pertukaran panas dengan  $2.700 \text{ kg h}^{-1}$  air yang awalnya pada suhu  $2^\circ\text{C}$ . Jika suhu akhir air pendingin adalah  $50^\circ\text{C}$ , berapakah tingkat kehilangan panas dari larutan asam glukonat terhadap lingkungan? Asumsikan kapasitas panas asam glukonat adalah  $0,35 \text{ kal g}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ .

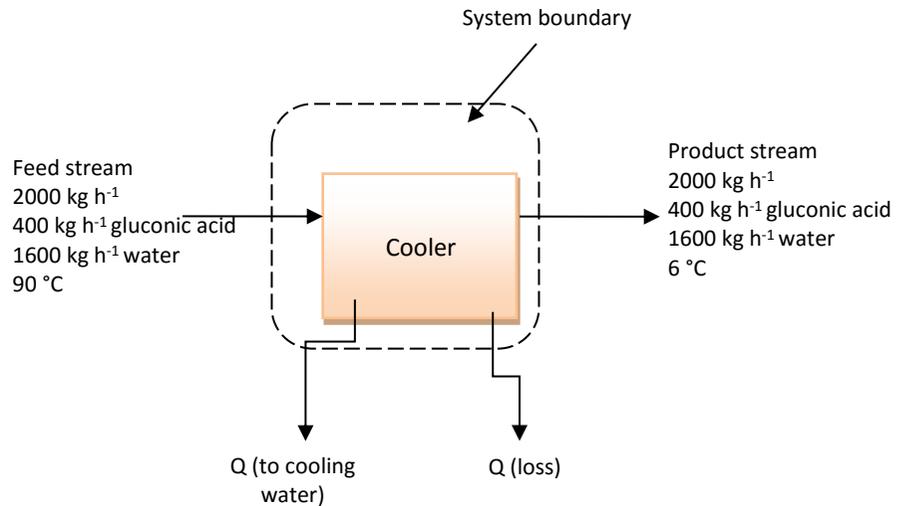
Penyelesaian

#### 1. Pasang

- nit  
Kg, h, kJ,  $^\circ\text{C}$

- *Flow sheet*

*Flow sheet* ditunjukkan pada Gambar 4.5.



**Gambar 4.5** *Flow sheet* untuk pendinginan larutan asam glukonat.

- Batasan sistem

Batasan sistem yang ditunjukkan pada Gambar 4.5 memisahkan larutan asam glukonat dari air pendingin.

## 2. Menganalisis

- Asumsi

- kondisi *steady state*
- tidak bocor
- komponen lain dari larutan fermentasi dapat dianggap air
- tidak ada kerja poros

- Basis

2.000 kg pakan atau 1 jam

- Kondisi referensi

$H = 0$  untuk asam glukonat pada suhu  $90^{\circ}\text{C}$

$H = 0$  untuk air pada *triple point*

- Data tambahan

Kapasitas panas asam glukonat adalah  $0,35 \text{ kal g}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ ; Kita akan menganggap  $C_p$  ini tetap konstan selama rentang suhu. Perubahan satuan:

$$C_p(\text{gluconic acid}) = \frac{1 \text{ cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}} \cdot \left| \frac{4,187 \text{ J}}{1 \text{ cal}} \right| \left| \frac{1 \text{ kJ}}{1.000 \text{ J}} \right| \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right|$$

$$= 1,47 \text{ kJ kg}^{-1}\text{ }^\circ\text{C}$$

$$h(\text{air cair pada suhu } 90^\circ\text{C}) = 376,9 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$h(\text{air cair pada suhu } 6^\circ\text{C}) = 25,2 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$h(\text{air cair pada } 2^\circ\text{C}) = 8,4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$h(\text{air cair pada suhu } 50^\circ\text{C}) = 209,3 \text{ kJ kg}^{-1}$$

- Senyawa yang terlibat dalam reaksi  
Tidak ada reaksi yang terjadi.
- Persamaan keseimbangan massa  
Persamaan keseimbangan massa untuk massa total, asam glukonat, dan air adalah:

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

Tingkat aliran massa seperti ditunjukkan pada Gambar 4.5.

- Persamaan keseimbangan energi

$$\sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{masuk}}} (M h) - \sum_{\substack{\text{aliran} \\ \text{keluar}}} (M h) - Q + W_s = 0$$

### 3. Hitung

$W_s = 0$ . Ada dua aliran panas keluar dari sistem: satu ke air pendingin ( $Q$ ) dan satu yang mewakili kehilangan ke sekitarnya ( $Q_{\text{loss}}$ ). Dengan simbol  $W$  = air dan  $G$  = asam glukonat, persamaan keseimbangan energi adalah:

$$(Mh)_{W_{\text{in}}} + (Mh)_{G_{\text{in}}} - (Mh)_{W_{\text{out}}} - (Mh)_{G_{\text{out}}} - Q_{\text{loss}} - Q = 0$$

$$(Mh)_{W_{\text{in}}} = (1.600 \text{ kg})(376,9 \text{ kJ kg}^{-1}) = 6,03 \times 10^5 \text{ kJ}$$

$$(Mh)_{G_{\text{in}}} = 0 \text{ (reference state)}$$

$$(Mh)_{W_{\text{out}}} = (1.600 \text{ kg})(1,47 \text{ kJ kg}^{-1}) = 4,03 \times 10^4 \text{ kJ}$$

$(Mh)_{G_{\text{out}}}$  pada suhu  $6^\circ\text{C}$  dihitung sebagai perubahan panas *sensible* dari  $90^\circ\text{C}$  dengan Persamaan. (4.12):

$$(Mh)_{G_{\text{out}}} = M C_p (T_2 - T_1) = (400 \text{ kg})(1,47 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1})(6 - 90)^\circ\text{C}$$

$$(Mh)_{G \text{ out}} = -4,94 \times 10^4 \text{ kJ}$$

Panas yang dibuang ke air pendingin, Q, sama dengan perubahan entalpi air pendingin antara 2°C dan 50°C:

$$Q = (2.700 \text{ kg})(209,3 - 8.4) \text{ kJ kg}^{-1} = 5,42 \times 10^5 \text{ kJ}$$

Hasil ini sekarang dapat diganti menjadi persamaan keseimbangan energi:

$$(6,03 \times 10^5 \text{ kJ}) + (0 \text{ kJ}) - (4,03 \times 10^4 \text{ kJ}) - (-4,94 \times 10^4 \text{ kJ}) - Q_{\text{loss}} - 5,42 \times 10^5 \text{ kJ} = 0$$

$$Q_{\text{loss}} = 7,01 \times 10^4 \text{ kJ}$$

#### 4. Selesaikan

Tingkat kehilangan panas ke lingkungan adalah  $7,0 \times 10^4 \text{ kJ h}^{-1}$ .

## KEGIATAN BELAJAR 2

### 4.6 PERUBAHAN ENTALPI AKIBAT REAKSI

Reaksi dalam bioproses terjadi sebagai akibat aktivitas enzim dan metabolisme sel. Selama reaksi, perubahan energi dalam dan entalpi yang relatif besar terjadi saat ikatan antar atom ditata ulang. Panas reaksi  $\Delta H_{\text{rxn}}$  adalah energi yang dilepaskan atau diserap selama reaksi, dan sama dengan perbedaan entalpi reaktan dan produk:

$$\sum H_{\text{rxn}} = \sum_{\text{produk}} M h - \sum_{\text{reaktan}} M h \quad [4.18]$$

atau

$$\sum H_{\text{rxn}} = \sum_{\text{produk}} n h - \sum_{\text{reaktan}} n h \quad [4.19]$$

Dimana  $\Sigma$  menunjukkan jumlah, M adalah massa, n adalah jumlah mol, dan h adalah spesifik entalpi yang dinyatakan pada basis per-massa atau per-mol. Perhatikan bahwa M dan n mewakili massa dan mol yang benar-benar terlibat dalam reaksi, bukan jumlah total yang ada dalam sistem. Dalam reaksi eksotermik, energi yang dibutuhkan untuk menahan atom-atom produk bersama-sama kurang dari reaktan; Kelebihan energi dilepaskan sebagai panas dan  $\Delta H_{\text{rxn}}$  bernilai negatif. Di sisi lain, energi diserap selama reaksi endotermik, entalpi produk lebih besar daripada reaktan, dan  $\Delta H_{\text{rxn}}$  positif.

Panas spesifik reaksi  $\Delta h_{rxn}$  adalah sifat bahan. Nilai  $\Delta h_{rxn}$  bergantung pada reaktan dan produk yang terlibat dalam reaksi dan suhu dan tekanan.

#### 4.6.1 Panas Pembakaran

Panas pembakaran  $\Delta h_c$  didefinisikan sebagai panas yang dihasilkan selama reaksi zat dengan oksigen untuk menghasilkan produk oksidasi tertentu seperti gas  $CO_2$ , cairan  $H_2O$ , dan gas  $N_2$ . Panas pembakaran standar  $\Delta h_c$  adalah perubahan entalpi spesifik yang terkait dengan reaksi ini pada kondisi standar, biasanya  $25^\circ C$  dan tekanan 1 atm. Dengan ketentuan,  $\Delta h_c$  adalah nol untuk produk oksidasi (yaitu gas  $CO_2$ , cairan  $H_2O$ , gas  $N_2$ , dll.); Panas pembakaran standar untuk senyawa lain selalu negatif. Sebagai contoh, panas standar pembakaran untuk asam sitrat yaitu  $-1.962,0 \text{ kJ gmol}^{-1}$ ; Ini mengacu pada panas yang dihasilkan pada suhu  $25^\circ C$  dan 1 atm dalam reaksi berikut:



Panas pembakaran standar digunakan untuk menghitung panas standar reaksi  $\Delta H^\circ_{rxn}$  untuk reaksi yang melibatkan reaktan mudah terbakar dan produk pembakaran:

$$\Delta H^\circ_{rxn} = \sum_{\text{reactants}} n \Delta h^\circ_c - \sum_{\text{products}} n \Delta h^\circ_c \quad [4.20]$$

Dimana  $n$  adalah mol reaktan atau produk yang terlibat dalam reaksi, dan  $\Delta h^\circ_c$  adalah panas pembakaran standar per mol. Panas standar reaksi adalah perbedaan antara panas pembakaran reaktan dan produk.

#### CONTOH 4.6 PERHITUNGAN PANAS REAKSI DARI PANAS PEMBAKARAN

Asam fumarat ( $C_4H_4O_4$ ) dihasilkan dari asam malat ( $C_4H_6O_5$ ) dengan menggunakan enzim *fumarase*. Hitung panas reaksi standar untuk transformasi enzim berikut ini:



Penyelesaian :

$\Delta h^{\circ}_c = 0$  untuk air. Dari Pers. (4.20):

$$\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} = (n \Delta h^{\circ}_c)_{\text{malic acid}} - (n \Delta h^{\circ}_c)_{\text{fumaric acid}}$$

Nilai panas pembakaran standar untuk senyawa ini:

$$(\Delta h^{\circ}_c)_{\text{malic acid}} = -1.328,8 \text{ kJ g mol}^{-1}$$

$$(\Delta h^{\circ}_c)_{\text{fumaric acid}} = -1.334,0 \text{ kJ g mol}^{-1}$$

Oleh karena itu, dengan menggunakan basis 1 g mol asam malat yang dikonversi:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} = (1 \text{ g mol})(-1.328,8 \text{ kJ g mol}^{-1}) - (1 \text{ g mol})(-1.334,0 \text{ kJ g mol}^{-1})$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} = 5,2 \text{ kJ}$$

Karena  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  positif, reaksinya bersifat endotermik dan panas diserap.

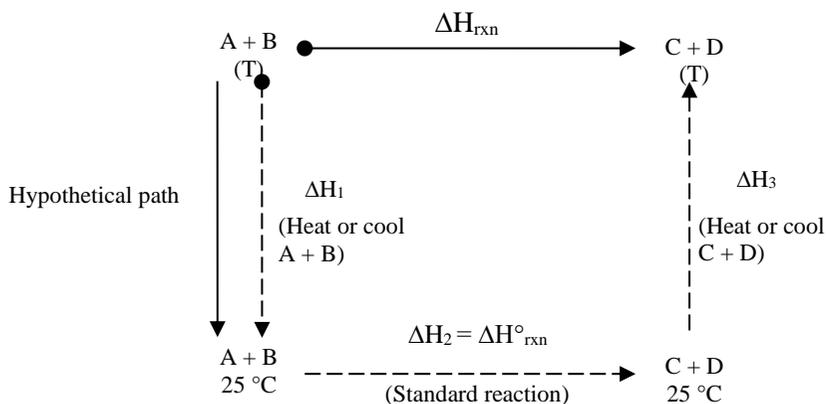
#### 4.6.2 Panas Reaksi pada Kondisi Tidak Standar

Contoh 4.6 menunjukkan bagaimana menghitung panas reaksi pada kondisi standar. Namun, sebagian besar reaksi tidak terjadi pada suhu  $25^{\circ}\text{C}$  dan panas standar reaksi dihitung dengan Persamaan (4.20) mungkin tidak sama dengan panas reaksi yang sebenarnya pada suhu reaksi.

Perhatikan reaksi berikut antara senyawa A, B, C, dan D yang terjadi pada suhu T:



Panas standar reaksi pada suhu  $25^{\circ}\text{C}$  diketahui dari panas pembakaran pada data tabulasi.  $\Delta H_{\text{rxn}}$  pada suhu T dapat dihitung dengan menggunakan jalur reaksi alternatif yang digarisikan pada Gambar 4.6, dimana reaksi terjadi pada  $25^{\circ}\text{C}$  dan reaktan dan produk dipanaskan Atau didinginkan antara  $25^{\circ}\text{C}$  dan T sebelum dan sesudah reaksi.



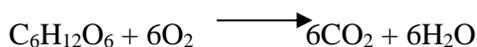
**Gambar 4.6** Jalur proses hipotetis untuk menghitung panas reaksi pada suhu tidak standar

Karena keadaan awal dan akhir untuk jalur aktual dan hipotetis sama, perubahan entalpi total juga identik. Karena itu:

$$\Delta H_{\text{rxn}} \text{ (pada } T) = \Delta H_1 + \Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} + \Delta H_3 \quad [4.21]$$

Dimana  $\Delta H_1$  dan  $\Delta H_3$  adalah perubahan pada panas *sensible* dan  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  adalah panas reaksi standar pada 25°C.  $\Delta H_1$  dan  $\Delta H_3$  dievaluasi dengan menggunakan kapasitas panas dan metode yang dijelaskan pada Bagian 4.4.1.

Bergantung pada besarnya  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  dan sejauh mana  $T$  menyimpang dari 25°C,  $\Delta H_{\text{rxn}}$  mungkin tidak jauh berbeda dengan  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$ : Misalnya, perhatikan reaksi untuk respirasi glukosa:



$\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  untuk ketentuan ini adalah -2.805,0 kJ; Jika reaksi terjadi pada suhu 37°C, bukan 25°C,  $\Delta H_{\text{rxn}}$  adalah -2801,7 kJ. Kontribusi dari jumlah panas *sensible* hanya 3,3 kJ, yang tidak signifikan dibandingkan dengan besarnya total  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  dan dapat diabaikan tanpa banyak kehilangan keakuratan. Dengan mengacu pada Gambar 4.6,  $\Delta H_1 = -4,8$  kJ untuk mendinginkan 1 gmol glukosa dan 6 gmol oksigen dari 37°C sampai 25°C;  $\Delta H_3 = 8,1$  kJ untuk memanaskan produk kembali ke 37°C. Memiliki tanda yang berlawanan,  $\Delta H_1$  dan  $\Delta H_3$  bertindak untuk saling membatalkan. Keadaan ini khas dari sebagian besar reaksi dalam bioproses dimana suhu reaksi sebenarnya tidak cukup berbeda dari 25°C untuk menjamin kekhawatiran tentang perubahan panas *sensible*. Bila

panas reaksi banyak dibandingkan dengan jenis perubahan entalpi lainnya,  $\Delta H_{\text{rxn}}$  dapat diasumsikan sama dengan  $\Delta H^{\circ}_{\text{rxn}}$  terlepas dari suhu reaksi.

Pengecualian utama dari aturan umum ini adalah ketentuan enzim-tunggal. Karena banyak reaksi enzim-tunggal hanya melibatkan penataan ulang molekuler kecil, panas reaksi relatif kecil. Misalnya, per mol substrat, reaksi fumarase dari Contoh 4.6 melibatkan perubahan entalpi standar hanya 5,2 kJ; Contoh lainnya adalah 8,7 kJ  $\text{gmol}^{-1}$  untuk reaksi isomerase glukosa, -26,2 kJ  $\text{gmol}^{-1}$  untuk hidrolisis sukrosa, dan -29,4 kJ per gmol glukosa untuk hidrolisis pati. Untuk ketetapan seperti ini, perubahan energi *sensible* dari 5 sampai 10 kJ jelas signifikan dan tidak boleh diabaikan. Selanjutnya, perhitungan panas reaksi standar untuk perubahan enzim seringkali tidak tepat. Sebagai perbedaan antara dua atau lebih nilai panas pembakaran yang relatif besar, rasio  $\Delta H^{\circ}$  yang kecil untuk ketentuan ini dapat membawa ketidakpastian yang cukup besar tergantung pada keakuratan data panas pembakaran. Bila ditambah dengan asumsi biasa, seperti  $C_p$  konstan dan  $\Delta h_m$  dalam kisaran suhu dan konsentrasi yang diinginkan, ketidakpastian ini berarti bahwa perkiraan kebutuhan pemanasan dan pendinginan untuk reaktor enzim terkadang sangat sulit.

## 4.7 PANAS REAKSI UNTUK PROSES DENGAN PRODUKSI BIOMASSA

Reaksi biokimia dalam sel tidak terjadi secara terpisah namun terkait dalam rangkaian perubahan metabolik yang kompleks. Reaksi katabolik dan anabolik terjadi pada saat bersamaan, sehingga energi yang dilepaskan dalam satu reaksi digunakan dalam proses yang membutuhkan energi lainnya. Sel menggunakan energi kimia cukup efisien; Namun beberapa pasti akan dirilis sebagai panas.

### 4.7.1 Termodinamika Pertumbuhan Sel

Seperti yang dijelaskan pada Bagian 4.6.1, tampilan makroskopis pertumbuhan sel dinyatakan oleh persamaan:



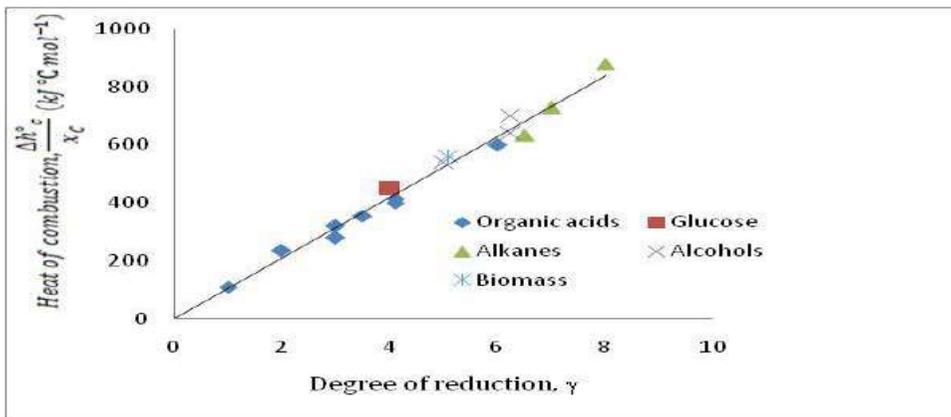
Dimana a, b, c, d, dan e adalah koefisien stoikiometri,  $C_w H_x O_y N_z$  adalah substratnya,  $H_g O_h N_i$  adalah sumber nitrogen, dan  $CH_{\alpha} O_{\beta} N_{\delta}$  adalah biomassa kering. Setelah koefisien stoikiometri atau *yield* ditentukan, Pers. (4.22) dapat

digunakan sebagai persamaan reaksi dalam perhitungan neraca energi. Bagaimanapun, kita perlu untuk menentukan panas reaksi untuk ketentuan ini.

Pemanasan reaksi untuk pertumbuhan sel dapat diperkirakan dengan menggunakan stoikiometri dan konsep elektron yang tersedia (Bagian 4.6.2). Telah ditemukan secara empiris bahwa kandungan energi senyawa organik terkait dengan tingkat pengurangan/penurunan sebagai berikut:

$$\Delta h^{\circ}_c = -q \gamma x_c \quad [4.23]$$

Dimana  $\Delta h^{\circ}_c$  adalah panas molar pembakaran pada kondisi standar,  $q$  adalah panas yang dihasilkan per mol elektron yang tersedia dipindahkan ke oksigen selama pembakaran,  $\gamma$  adalah tingkat pengurangan senyawa terhadap  $N_2$ , dan  $x_c$  adalah jumlah atom karbon dalam rumus molekul. Koefisien  $q$  yang berhubungan  $\Delta h^{\circ}_c$  dan  $\gamma$  relatif konstan untuk sejumlah besar senyawa. Patel dan Erickson [5] memberikan nilai  $111 \text{ kJ gmol}^{-1}$  untuk  $q$ ; Dalam analisis lain, Roels [6] menentukan nilai  $115 \text{ kJ gmol}^{-1}$ . Korelasi yang ditemukan oleh Roels didasarkan pada analisis beberapa senyawa kimia dan biokimia termasuk biomassa; Hasilnya ditunjukkan pada Gambar 4.7.



**Gambar 4.7** Hubungan antara tingkat pengurangan dan panas pembakaran untuk berbagai senyawa organik. Dari Paulin M. Doran- Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012.

### 4.7.2 Panas Reaksi dengan Oksigen Sebagai Akselerator Elektron

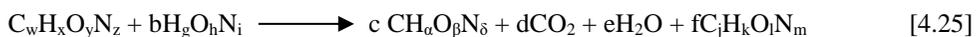
Perbandingan langsung antara panas pembakaran dan derajat pengurangan yang ditunjukkan pada Persamaan. (4.23) dan Gambar 4.7 memiliki implikasi penting untuk menentukan panas reaksi untuk kultur aerobik. Karena tingkat pengurangan suatu zat berhubungan langsung dengan jumlah oksigen yang dibutuhkan untuk pembakaran totalnya, bila senyawanya pada Persamaan. (4.23) terlibat dalam reaksi dengan oksigen, panas yang dihasilkan oleh reaksi berbanding lurus dengan jumlah oksigen yang dikonsumsi. Karena molekul oksigen  $O_2$  menerima empat elektron, jika satu mol  $O_2$  dikonsumsi selama respirasi, empat mol elektron harus dipindahkan. Dengan menerima nilai 115 kJ energi yang dilepaskan per gmol elektron yang dipindahkan, jumlah energi yang dilepaskan dari konsumsi satu gmol  $O_2$  oleh karena itu ( $4 \times 115$ ) kJ, atau 460 kJ. Hasil keseluruhan:

$$\Delta H_{rxn} \text{ for fully aerobic metabolism} \approx -460 \text{ kJ gmol}^{-1} O_2 \text{ consumed} \quad [4.24]$$

dibuktikan oleh data eksperimen Cooney dkk. [7] ditunjukkan pada Gambar 4.8. Persamaan (4.24) cukup akurat untuk kultur yang penuh aerobik di bawah rentang berbagai kondisi, termasuk pembentukan produk. Jadi, begitu jumlah oksigen yang diambil selama kultur sel aerobik diketahui, panas reaksi dapat dihitung.

### 4.7.3 Panas Reaksi dengan Oksigen Tanpa Prinsip Penerimaan Elektron

Jika fermentasi menggunakan akseptor elektron selain oksigen, misalnya dalam kultur anaerobik, hubungan sederhana untuk panas reaksi yang diperoleh dari Bagian 4.9.2 tidak berlaku. Pemanasan harus digunakan untuk memperkirakan panas reaksi untuk ketentuan anaerobik. Perhatikan persamaan reaksi berikut untuk pertumbuhan anaerobik dengan formasi produk:

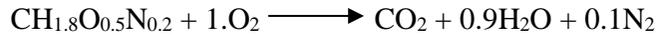


Dimana  $C_jH_kO_lN_m$  adalah produk ekstraselular dan  $f$  adalah koefisien stoikiometriknya. Dengan amonia sebagai sumber nitrogen dan panas pembakaran  $H_2O$  dan  $CO_2$  nol, dari Pers. (4.20) persamaan untuk panas reaksi standar adalah:

$$\Delta H^\circ_{rxn} = (n\Delta h^\circ_c)_{\text{substrate}} + (n\Delta h^\circ_c)_{NH_3} - (n\Delta h^\circ_c)_{\text{biomass}} - (n\Delta h^\circ_c)_{\text{product}} \quad [4.26]$$

Dimana n adalah jumlah mol dan  $\Delta h^\circ c$  adalah panas molar standar pembakaran. Panas pembakaran untuk substrat,  $NH_3$ , dan produk dapat ditemukan dalam tabel, tapi berapa panas pembakaran biomassa?

Komposisi unsur biomassa tidak banyak berbeda. Jika kita mengasumsikan rumus molekul biomassa rata-rata dari  $CH_{1.8}O_{0.5}N_{0.2}$ , persamaan reaksi untuk pembakaran sel menjadi  $CO_2$ ,  $H_2O$ , dan  $N_2$  adalah:



Tingkat pengurangan biomassa terhadap  $N_2$  adalah 4,80. Dengan asumsi rata-rata abu 5% yang terikut dengan biomassa, berat molekul sel adalah 25,9. Panas pembakaran dapat diperoleh dengan menerapkan Persamaan. (4.23) dengan  $q = 115 \text{ kJ gmol}^{-1}$ :

$$(\Delta h^\circ c)_{\text{biomassa}} = (-115 \text{ kJ gmol}^{-1}) (4,80)(1) \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol}}{25,9 \text{ g}} \right|$$

$$(\Delta h^\circ c)_{\text{biomassa}} = -21,3 \text{ kJ g}^{-1} \quad [4.27]$$

Tabel 4.1 Panas Pembakaran Bakteri dan Ragi

Organisme	Substrat	$\Delta h_c$ (kJ g <sup>-1</sup> )
<b>BACTERIA</b>		
<i>Escherichia coli</i>	Glukosa	-23,04±0.06
	Glycerol	-22,83±0.07
<i>Enterobacter cloacae</i>	Glukosa	-23,22±0.14
	Glycerol	-23,39±0.12
<i>Methylophilus methylotrophus</i>	Methanol	-23,82±0.06
<i>Bacillus thuringiensis</i>	Glukosa	-22,08±0.03
<b>YEAST</b>		
<i>Candida lipolytica</i>	Glukosa	-21,34±0.16
<i>Candida boidinii</i>	Glukosa	-20,14±0.18
	etanol	-20,40±0.14
	metanol	-21,52±0.09
<i>Kluyveromyces fragilis</i>	Laktosa	-21,54±0.07
	Galaktosa	-21,78±0.10
	Glukosa	-21,66±0.19

	glukosa*	-21,07±0.07
		-21,30±0.10
		-20,66±0.26
		-21,22±0.14

\* Chemostat daripada kultur batch: tingkat pengenceran masing-masing adalah 0,036 h<sup>-1</sup>, 0,061 h<sup>-1</sup>, 0,158 h<sup>-1</sup>, dan 0,278 h<sup>-1</sup>. Dari Paulin M. Doran-Bioprocess Engineering Principles, Second Edition.2012.

Panas pembakaran diukur oleh Cordier et al. [8] untuk berbagai kondisi mikroorganismenya dan kultur tercantum pada Tabel 4.1. Perbedaan nilai  $\Delta h_c$  untuk bakteri dan ragi mencerminkan komposisi unsur mereka yang sedikit berbeda. Bila komposisi organisme tertentu tidak diketahui, panas pembakaran dapat diperkirakan seperti yang ditunjukkan pada persamaan berikut:

$$\Delta h_c \text{ for bacteria} \approx -23,2 \text{ kJ g}^{-1} \quad [4.28]$$

$$\Delta h_c \text{ for yeast} \approx -21,2 \text{ kJ g}^{-1} \quad [4.29]$$

Nilai yang ditentukan secara eksperimental ini dibandingkan dengan yang dihitung dalam Pers. (4.27). Setelah panas pembakaran biomassa diketahui, dapat digunakan dengan panas pembakaran substrat dan produk lainnya untuk memperkirakan panas reaksi untuk kultur anaerobik.

#### 4.8 PERSAMAAN NERACA ENERGI UNTUK BIAKAN SEL

Dalam fermentasi, panas reaksi sangat mendominasi keseimbangan energi sehingga efek entalpi kecil akibat perubahan panas *sensible* dan panas pencampuran pada umumnya dapat diabaikan. Pada bagian ini, kami menggabungkan pengamatan ini ke dalam persamaan keseimbangan energi yang disederhanakan untuk proses sel.

Pertimbangkan Persamaan (4.9) diaplikasikan pada fermenter kontinu.

Untuk kultur sel, kita dapat menyederhanakan perhitungan keseimbangan energi dengan mengganti ungkapan panas reaksi dan panas laten penguapan untuk dua persamaan pertama Persamaan. (4.9). Dari definisi Pers. (4.18),  $\Delta H_{rxn}$  adalah perbedaan antara enthalpi produk dan reaktan. Sebagai produk yang terkandung dalam aliran keluar dan reaktan pada umpan,  $\Delta H_{rxn}$  kira-kira sama

dengan perbedaan entalpi antara aliran masuk dan keluar. Jika penguapan signifikan, entalpi uap yang meninggalkan sistem  $M_v \Delta h_v$  akan lebih besar dari pada entalpi cairan yang masuk ke sistem atau terbentuk melalui reaksi, di mana  $M_v$  adalah massa cairan yang diuapkan dan  $\Delta h_v$  adalah panas laten penguapan.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor ini, persamaan keseimbangan energi *steady state* yang dimodifikasi untuk kultur sel adalah sebagai berikut:

$$-\Delta H_{rxn} - M_v \Delta h_v - Q + W_s = 0 \quad [4.30]$$

$\Delta H_{rxn}$  memiliki tanda negatif di Pers. (4.30) karena  $\Delta H_{rxn}$  sama dengan [entalpi produk - entalpi reaktan], sedangkan persamaan keseimbangan energi mengacu pada [entalpi aliran masuk - entalpi aliran keluar]. Karena efek panas *sensible* dianggap dapat diabaikan, perbedaan antara  $\Delta H^\circ_{rxn}$  dan  $\Delta H_{rxn}$  pada suhu reaksi dapat diabaikan.

#### CONTOH 4. 7 FERMENTASI ETHANOL SECARA KONTINU

*Saccharomyces cerevisiae* ( $CH_{1,64}O_{0,52}N_{0,16}$ ) dibiakkan secara anaerobik dalam kultur kontinu pada suhu 30°C. Glukosa digunakan sebagai sumber karbon; Amonia adalah sumber nitrogen. Campuran gliserol dan etanol dihasilkan. Pada keadaan *steady state*, aliran massa ke dan dari reaktor adalah sebagai berikut.

Komponen	Laju Alir
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> masuk	36.0 kg h <sup>-1</sup>
NH <sub>3</sub> masuk	0.40 kg h <sup>-1</sup>
CH <sub>1,64</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,16</sub> keluar	2.81 kg h <sup>-1</sup>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> keluar	7.94 kg h <sup>-1</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH keluar	11.9 kg h <sup>-1</sup>
CO <sub>2</sub> keluar	13.6 kg h <sup>-1</sup>
H <sub>2</sub> O keluar	0.15 kg h <sup>-1</sup>

Perkirakan kebutuhan pendinginan?

Penyelesaian

1. Pasang

- Unit  
kg, kJ, h, °C
- *Flow sheet*  
*Flow sheet* untuk proses ini ditunjukkan pada Gambar 4.8.
- Batasan sistem  
Batasan sistem ditunjukkan pada Gambar 4.8.

2. Menganalisis

- Asumsi:
  - kondisi *steady state*
  - tidak bocor
  - Sistemnya homogen
  - Panas pembakaran untuk ragi adalah  $-21,2 \text{ kJ g}^{-1}$
  - larutan ideal
  - perubahan panas *sensible* diabaikan
  - tidak ada kerja poros
  - tidak ada penguapan
- Basis  
36,0 kg glukosa, atau 1 jam
- Data ekstra
  - MW  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = 180$
  - MW  $\text{NH}_3 = 17$
  - MW  $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = 92$
  - MW  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 46$

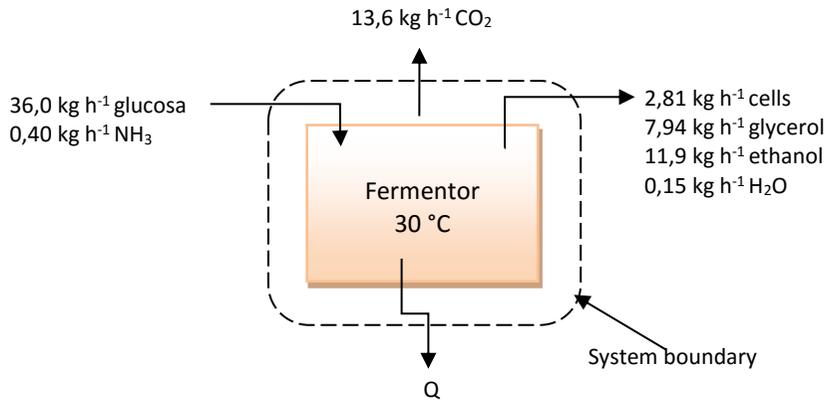
Pemanasan dari pembakaran:

$$(\Delta h^\circ_c) \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = -2.805,0 \text{ kJ gmol}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c) \text{NH}_3 = -382,6 \text{ kJ gmol}^{-1}$$

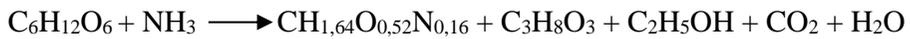
$$(\Delta h^\circ_c) \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = -1.655,4 \text{ kJ gmol}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c) \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = -1.366,8 \text{ kJ gmo}^{-1}$$



**Gambar 4.8** *Flow sheet* untuk fermentasi ragi secara anaerob

- Reaksi



Semua komponen terlibat dalam reaksi

- Persamaan keseimbangan massa

Neraca Massa Total: total massa komponen masuk = total massa komponen keluar.

- Persamaan keseimbangan energi

Untuk metabolisme sel, persamaan keseimbangan energi *steady state* yang dimodifikasi adalah Persamaan. (4.30):

$$-\Delta H_{\text{rxn}} - M_v \Delta h_v - Q + W_s = 0$$

### 3. Perhitungan

$W_s = 0$ ;  $M_v = 0$ . Oleh karena itu, persamaan keseimbangan energi dikurangi menjadi:

$$-\Delta H_{\text{rxn}} - Q = 0$$

Evaluasi panas reaksi dengan Persamaan (4.20). Karena panas pembakaran  $\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{CO}_2$  adalah nol, panas reaksinya adalah:

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (n\Delta h^\circ_c)_G + (n\Delta h^\circ_c)_A - (n\Delta h^\circ_c)_B - (n\Delta h^\circ_c)_{\text{Gli}} - (n\Delta h^\circ_c)_E$$

Dimana G = glukosa, A = amonia, B = sel, Gli = gliserol, dan E = etanol. Karena, dalam masalah ini, kita diberi massa reaktan dan produk yang terlibat dalam reaksi, kita dapat menerapkan persamaan untuk  $\Delta H_{\text{rxn}}$  secara istilah massa:

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (M\Delta h^\circ_c)_G + (M\Delta h^\circ_c)_A - (M\Delta h^\circ_c)_B - (M\Delta h^\circ_c)_{\text{Gli}} - (M\Delta h^\circ_c)_E$$

Dimana  $\Delta h^\circ_c$  dinyatakan per satuan massa. Ubah  $\Delta h^\circ_c$  ke  $\text{kJ kg}^{-1}$ :

$$(\Delta h^\circ_c)_G = -2.805,0 \frac{\text{kJ}}{\text{gmol}} \left| \frac{1 \text{ gmol}}{180 \text{ g}} \right| \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = -1,588 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c)_A = -382,6 \frac{\text{kJ}}{\text{gmol}} \left| \frac{1 \text{ gmol}}{17 \text{ g}} \right| \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = -2,251 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c)_B = -21,2 \frac{\text{kJ}}{\text{g}} \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = -2,120 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c)_{\text{Gli}} = -1.655,4 \frac{\text{kJ}}{\text{gmol}} \left| \frac{1 \text{ gmol}}{92 \text{ g}} \right| \left| \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = -1,799 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

$$(\Delta h^\circ_c)_E = -1.366,8 \frac{\text{kJ}}{\text{gmol}} \left| \frac{1 \text{ gmol}}{46 \text{ g}} \right| \left| \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = -2,971 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{rxn}} &= (36,0 \text{ kg})(-1,588 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}) + (0,4 \text{ kg})(-2,251 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}) - \\ &\quad (2,81 \text{ kg})(-2,120 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}) - (7,94 \text{ kg})(-1,799 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}) \\ &\quad - (11,9 \text{ kg})(-2,971 \times 10^4 \text{ kJ kg}^{-1}) \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{rxn}} = -1,392 \times 10^4 \text{ kJ}$$

Dengan mensubstitusikan hasil ini ke dalam persamaan keseimbangan energi:

$$-\Delta H_{\text{rxn}} - Q = 0$$

$$Q = -\Delta H_{\text{rxn}} = -(-1,392 \times 10^4 \text{ kJ})$$

$$Q = 1,392 \times 10^4 \text{ kJ}$$

Q positif, menunjukkan bahwa panas harus dikeluarkan dari sistem.

#### 4. Penyelesaian

$1,4 \times 10^4 \text{ kJ}$  panas harus dikeluarkan dari fermenter per jam.

### CONTOH 4.8 PRODUKSI ASAM SITRAT

Asam sitrat dibuat dengan menggunakan perendaman kultur *Aspergillus niger* dalam reaktor *batch* yang dioperasikan pada suhu  $30^\circ\text{C}$ . Selama 2 hari, 2.500 kg glukosa dan 860 kg oksigen dikonsumsi untuk menghasilkan 1.500 kg asam sitrat, biomassa 500 kg, dan produk lainnya. Amonia digunakan sebagai

sumber nitrogen. Masukan daya ke sistem dengan agitasi mekanis adalah sekitar 15 kW; Sekitar 100 kg air diuapkan selama periode kultur. Perkirakan kebutuhan pendinginan.

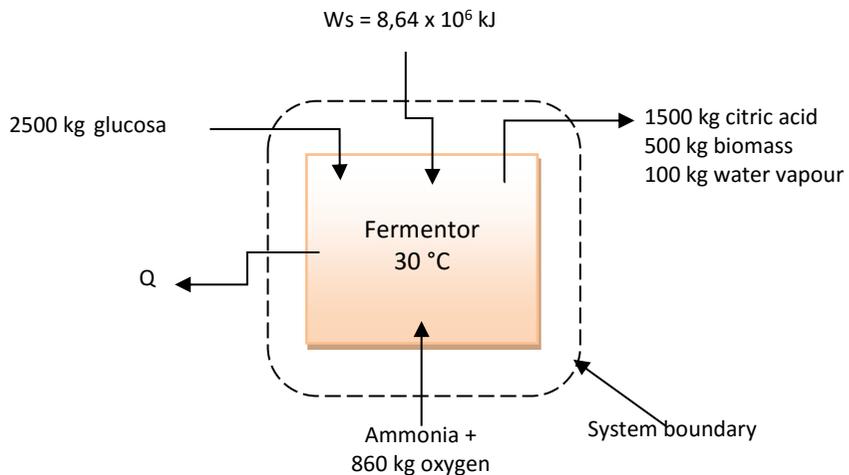
Penyelesaian :

1. Pasang

- Unit  
Kg, kJ, h, °C
- *Flow sheet*  
*Flow sheet* ditunjukkan pada Gambar 4.9.
- Batasan sistem  
Batasan sistem ditunjukkan pada Gambar 4.9.

2. Menganalisis

- Asumsi
  - sistemnya homogen
  - tidak bocor
  - larutan ideal
  - panas *sensible* diabaikan
  - panas reaksi pada 30°C adalah  $-460 \text{ kJ gmol}^{-1} \text{ O}_2$  yang dikonsumsi
- Basis  
1.500 kg asam sitrat diproduksi, atau 2 hari



**Gambar 4.9** *Flow sheet* untuk produksi mikroba asam sitrat.

- Data Tambahan

$$\Delta h_v \text{ H}_2\text{O pada } 30^\circ\text{C} = 2.430.7 \text{ kJ kg}^{-1}$$

- Reaksi



Semua komponen terlibat dalam reaksi

- Neraca Massa

Neraca massa tidak perlu diselesaikan, karena energi *sensibel* yang terkait dengan aliran masuk dan aliran keluar diasumsikan dapat diabaikan.

- Neraca energi

Tujuan integral neraca energi untuk kultur *batch* adalah menghitung jumlah panas yang harus dikeluarkan untuk menghasilkan nol akumulasi energi dalam sistem. Persamaan (4.30) sesuai:

$$-\Delta H_{rxn} - M_v \Delta h_v - Q + W_s = 0$$

Dimana setiap waktu mengacu pada periode kultur selama 2 hari.

### 3. Perhitungan

$\Delta H_{rxn}$  terkait dengan jumlah oksigen yang dikonsumsi:

$$\Delta H_{rxn} = (-460 \text{ gmol}^{-1})(860 \text{ kg}) \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| \left| \frac{1 \text{ gmol}}{32 \text{ g}} \right|$$

$$\Delta H_{rxn} = -1,24 \times 10^7 \text{ kJ}$$

Panas yang hilang melalui penguapan adalah:

$$M_v \Delta h_v = (100 \text{ kg})(2.430 \text{ kJ kg}^{-1}) = 2,43 \times 10^5 \text{ kJ}$$

Masukan daya dengan agitasi adalah 15 kW atau 15 kJ s<sup>-1</sup>. Selama 2 hari:

$$-(-1,24 \times 10^7 \text{ kJ}) - (2,43 \times 10^5 \text{ kJ}) - Q + (2,59 \times 10^6 \text{ kJ}) = 0$$

$$Q = 1,47 \times 10^7 \text{ kJ}$$

Hasil ini sekarang dapat diganti menjadi persamaan keseimbangan energi:

$$W_s = (15 \text{ kJ s}^{-1})(2 \text{ days}) \cdot \left| \frac{3.600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \right| \cdot \left| \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ day}} \right| = 2,59 \times 10^6 \text{ kJ}$$

Q positif, menunjukkan bahwa panas harus dikeluarkan dari sistem. Perhatikan besarnya kontribusi energi dari panas reaksi, kerja poros, dan penguapan; Efek penguapan seringkali bisa diabaikan.

#### 4. Penyelesaian

$1,5 \times 10^7$  kJ panas harus dikeluarkan dari fermenter per 1.500 kg asam sitrat yang dihasilkan.

### **RINGKASAN DARI MODUL 4**

Pada akhir Modul 4 Anda harus:

- Mengetahui bentuk energi apa yang umum terjadi pada bioproses
- Mengetahui keseimbangan energi umum dalam kata-kata dan sebagai persamaan matematis, dan penyederhanaan yang dapat dilakukan untuk bioproses
- Mampu menghitung perubahan panas laten
- Memahami panas pencampuran untuk larutan nonideal
- Mampu menentukan panas reaksi standar dari panas pembakaran
- Mengetahui bagaimana menentukan panas reaksi untuk kultur sel aerob dan anaerobik
- Mampu melakukan perhitungan keseimbangan energi untuk sistem biologis dengan dan tanpa reaksi

## **PENDAHULUAN**

Bioreaktor atau dikenal dengan fermentor merupakan alat yang digunakan untuk melakukan reaksi biologis yang melibatkan mikroorganisme untuk merubah bahan baku menjadi produk. Proses ini dipercepat/dikatalisis oleh enzim mikrobial atau isolat murni. Pengetahuan tentang aerasi dan agitasi, koefisien perpindahan massa, dasar perancangan bioreaktor sangat penting untuk keberhasilan proses pembentukan produk yang melibatkan mikroorganisme. Modul ini diselesaikan dalam dua kali tatap muka.

Kompetensi yang diharapkan, saudara dapat:

1. Menjelaskan aerasi dan agitasi
2. Menjelaskan koefisien perpindahan massa
3. Menjelaskan dan merancang bioreaktor sederhana

## **KEGIATAN BELAJAR 1**

Operasi fisik pencampuran dapat menentukan keberhasilan bioproses. Dalam fermentasi, pencampuran satu dan beberapa fase terjadi pada cairan dengan berbagai reologi. Pencampuran mengendalikan akses sel ke nutrisi dan oksigen terlarut dan memainkan peran penting dalam mengendalikan suhu kultur. Peralatan yang digunakan untuk pencampuran memiliki pengaruh yang signifikan terhadap efisiensi agitasi, kebutuhan daya, dan biaya operasi. Konsekuensi dari operasi pencampuran adalah pengembangan gaya hidrodinamika dalam fluida.

### **5.1 PENCAMPURAN DAN PENGADUKAN (*AERASI DAN AGITASI*)**

Pencampuran merupakan proses mencampurkan satu atau lebih bahan dengan menambahkan satu bahan ke bahan lainnya sehingga membuat suatu bentuk yang seragam dari beberapa konstituen baik cair-padat, padat-padat, maupun cair-gas. Komponen yang jumlahnya lebih banyak lebih banyak disebut fase kontinu dan yang lebih sedikit disebut fase disperse.

Prinsip pencampuran bahan banyak diturunkan dari prinsip mekanika fluida dan perpindahan bahan, karena pencampuran bahan akan ada bila terjadi gerakan atau perpindahan bahan yang akan dicampur baik secara horizontal ataupun vertikal. Ada dua jenis pencampuran, yaitu (1) pencampuran sebagai proses terminal sehingga hasilnya merupakan suatu bahan jadi yang siap pakai, dan (2) pencampuran merupakan proses pelengkap atau proses yang mempercepat proses lainnya seperti pemanasan, pendinginan atau reaksi kimia.

Pada proses pencampuran diharapkan tercapai suatu derajat keseragaman tertentu. Derajat keseragaman ini berbeda-beda tergantung pada tujuan pencampuran yaitu keseragaman dalam konsentrasi satu macam bahan atau lebih, keseragaman suhu, atau keseragaman fisik tepung. Pencampuran ini dapat terjadi antara bahan *solid-solid*, *solid-liquid*, *solid-gas*, *liquid-liquid*, *liquid-gas*, dan *gas-gas* (Handoko, 1992).

Bahan cair diaduk untuk mencapai beberapa maksud, diantaranya (Mc Cabe *et al*, 1985) :

1. Mensuspensikan patikel padatan.
2. Menggabungkan bahan cair yang dapat saling bercampur.
3. Mendispersikan gas dalam bentuk gelembung halus
4. Mendispersikan bahan cair lain yang tidak dapat bercampur
5. Meningkatkan pindah panas antara bahan cair dan sumber panas.

Pencampuran dan pengadukandalam proses fermentasi bertujuan memberikan O<sub>2</sub> yang cukup untuk pertumbuhan mikroorganisme dan menjaga sistem dalam keadaan tersuspensi. Umumnya pertumbuhan sel berada dalam keadaan aerobik atau membutuhkan O<sub>2</sub> dengan memasukkan udara steril ke dalam fermentor melalui sparger. Pertumbuhan bakteri aerobik dalam fermentor tergantung dari jumlah substrat, energy dan enzim. Kultur mikroba selalu dikenal sebagai sistem heterogen, sel dalam fasa padat dan nutrisi dalam fasa cair. Pada proses aerobik, udara steril diberikan untuk meningkatkan pertumbuhan sel.

Bakteri aerobik disimpan dalam tabung reaksi pada temperatur normal untuk skala kecil. Di dalam fermentor, kandungan oksigen bisa diukur dengan DO meter. Temperatur juga berpengaruh terhadap proses fermentasi, semakin tinggi

temperatur maka DO semakin menurun. Kandungan oksigen yang cukup akan mendorong pertumbuhan mikroorganisme semakin baik.

## 5.2 LAJU PERPINDAHAN OKSIGEN DALAM FERMENTOR

Fluks molar oksigen untuk konsentrasi gas terlarut yang rendah dapat digambarkan sebagai berikut:

$$N_A = k_L a(C^*_{AL} - C_{AL})$$

Dimana:

- $N_A$  : Fluk oksigen (kmol/m<sup>2</sup>s)
- $k_L$  : Koefisien perpindahan massa cairan (m/s)
- $C^*_{AL}$  : Konsentrasi oksigen dalam kesetimbangan dengan fasa cairan di permukaan (kmol/m<sup>3</sup>)
- $C_{AL}$  : Konsentrasi oksigen dalam curah cairan (bulk liquid) (kmol/m<sup>3</sup>)
- $a$  : Luas permukaan gelembung per volume cairan (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

Konsentrasi oksigen terlarut (DO) bisa diukur pada beberapa titik di bioreaktor tergantung pada ukuran bioreaktor. Untuk bioreaktor yang besar, tekanan parsial oksigen akan turun dan dapat dihitung dengan persamaan:

$$P_{\log mean} = \frac{P_{in} - P_{out}}{\ln(P_{in}/P_{out})}$$

Konsentrasi kesetimbangan dievaluasi dengan Hukum Hendry. Konsentrasi kesetimbangan oksigen dihitung dengan persamaan:

$$C^* = \frac{P_{\log mean}}{H}$$

Kebenaran nilai koefisien perpindahan oksigen tergantung pada ketelitian pengukuran oksigen terlarut dan temperatur dalam bioreaktor. Untuk ukuran diameter gelembung 2-3 mm dalam cairan fermentasi, koefisien perpindahan massa berkisar  $3 \times 10^{-4} - 4 \times 10^{-4}$  m/s.

### 5.3 PERPINDAHAN MASSA DALAM SISTEM GAS-CAIRAN

Perpindahan oksigen pada konsentrasi rendah sebanding dengan gradien konsentrasi oksigen pada permukaan fasa gas dan bulk liquid.

$$N_A = k_L(C_i - C_L)$$

Dimana:

- $N_A$  : Fluk oksigen pada sisi cairan (kmol/m<sup>2</sup>s)
- $k_L$  : Koefisien perpindahan massa cairan (m/s)
- $C_i$  : Konsentrasi oksigen pada permukaan (kmol/m<sup>3</sup>)
- $C_L$  : Konsentrasi oksigen dalam curah cairah (bulk liquid) (kmol/m<sup>3</sup>)

Fluk molar oksigen dalam fasa gas ke fasa cairan juga digambarkan dengan:

Dimana

$$N_a = k_g(C_{O_2} - C_{LO_2,i})$$

Dimana :

- $N_a$  : Fluk oksigen pada sisi gas (kmol/m<sup>2</sup>.atm.s)
- $k_g$  : Koefisien perpindahan massa gas (m/s)
- $P_{O_2}$  : Tekanan parsial O<sub>2</sub> pada permukaan (atm)
- $P_{O_2,i}$  : Tekanan parsial oksigen dalam curah gas (bulk gas) (atm)

Tidak mungkin mengukur konsentrasi antarmuka dengan fluk molar dengan mengetahui koefisien perpindahan massa.

$$N_A = K_L(C^* - C_L)$$

Dimana :

- $K_L$  : Koefisien perpindahan massa secara keseluruhan (m/s)

Pada saat ini hukum Hendry menjadi,

$$P = H C^*$$
$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{H K_g}$$

Untuk gas yang sedikit larut, H didefinisikan sangat besar ( $4,2 \times 10^4$  bar mol<sup>-1</sup>); adalah fraksi mol oksigen dalam H<sub>2</sub>O). Kontrol fasa cairan,  $k_L = K_L$ . Untuk laju

perpindahan oksigen, luas area antarmuka sangat penting untuk diperhatikan. Gelembung oksigen didefinisikan sebagai:

$$a = \frac{\text{surface area of bubbles} \left(\frac{m^2}{m^3}\right)}{\text{volume}}$$

Dengan mengkombinasikan (8) dan (9) didapatkan kesimpulan:

$$-r_A = K_L (C^* - C_L)$$

Dimana  $-r_A$  adalah laju konsumsi substrat A (mol/L.s)

#### 5.4. KOEFISIEN PERPINDAHAN MASSA UNTUK TANGKI BERPENGADUK

Agitasi pada cairan fermentasi akan menyeragamkan distribusi oksigen. Ukuran gelembung akan berkurang dengan meningkatnya putaran pengaduk dan memperluas permukaan antarmuka. Sehingga koefisien perpindahan massa merupakan fungsi power input per unit volume cairan fermentasi. Keadaan ini didefinisikan sebagai:

$$K_L a = \alpha \left(\frac{P_g}{V_L}\right)^y (v_g)^z$$

Dimana:

- $K_L a$  : Volumetrik koefisien perpindahan massa (/s)
- $\alpha$  : Konstanta faktor proporsional
- $P_g$  : Tenaga pengaduk (W)
- $V_L$  : Volume cairan ( $m^3$ )
- $v_g$  : Kecepatan supervisial gas (m/s)
- y dan z : konstanta empirik

Gas hold-up yang terjadi dalam proses fermentasi didefinisikan sebagai:

$$\varepsilon = \frac{V_G}{V_L + V_G}$$

Dimana :

- $\varepsilon$  = gas *hold-up*
- $V_G$  = volume gelembung gas dalam reaktor ( $m^3$ )
- $V_L$  = volume cairan dalam fermentor ( $m^3$ )

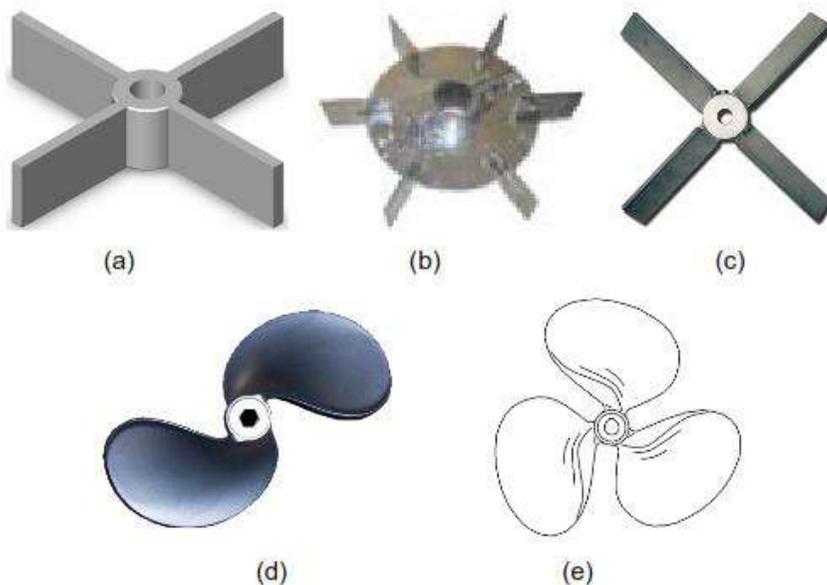
Luas permukaan gelembung digambarkan sebagai berikut:

$$a = \frac{6\varepsilon}{d}$$

Dengan  $d$  adalah diameter gelembung.

## 5.5 KARAKTERISTIK AGITASI

Agitasi atau pengadukan diperlukan untuk mendistribusikan oksigen untuk mendapatkan campuran yang homogen di dalam bioreaktor. Besarnya tenaga yang ( $P$ ) yang diperlukan untuk pengadukan berbeda-beda tergantung pada jenis pengaduk yang digunakan. Jenis pengadukan yang digunakan dalam bioreaktor adalah pengadukan mekanis dengan menggunakan alat pengaduk yaitu impeller (agitator). Jenis-jenis impeller ditampilkan pada Gambar 5.1.



**Gambar 5.1** Tipe turbin dan propeller, (a) *turbine blade* lurus, (b) *turbine blade* dalam piringan, (c) turbin dengan blade menyorong, (d) *propeller 2 blade*, (e) *propeller 3 blade*

Pada pengadukan mekanis, yang berperan dalam menghasilkan tenaga adalah bentuk dan ukuran agitator serta kecepatan putaran pengaduk. Hubungan

antar variabel dapat dinyatakan sebagai berikut untuk nilai  $N_{Re}$  lebih dari 10.000 (fluida Newtonian).

$$P = K_T n^3 D_i^5 \rho$$

Untuk nilai  $N_{Re}$  kurang dari 20

$$P = K_L n^2 D_i^3 \mu$$

Bilangan Reynold dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 n \rho}{\mu}$$

Dimana:

- P = Tenaga, N-m/s
- $K_T$  = Konstanta pengaduk untuk aliran turbulen
- n = Kecepatan putaran, rps
- $D_i$  = Diameter pengaduk, m
- $\rho$  = Massa jenis, kg/m<sup>3</sup>
- $K_L$  = Konstanta pengaduk untuk aliran laminar
- $\mu$  = Viskositas cairan, cP (N-s/m<sup>2</sup>)

Nilai  $K_T$  dan  $K_L$  untuk bioreaktor yang mempunyai *baffle* pada dinding tangki, dengan lebar *baffle* 10 % dari diameter tangki ditampilkan pada Tabel 5.1.

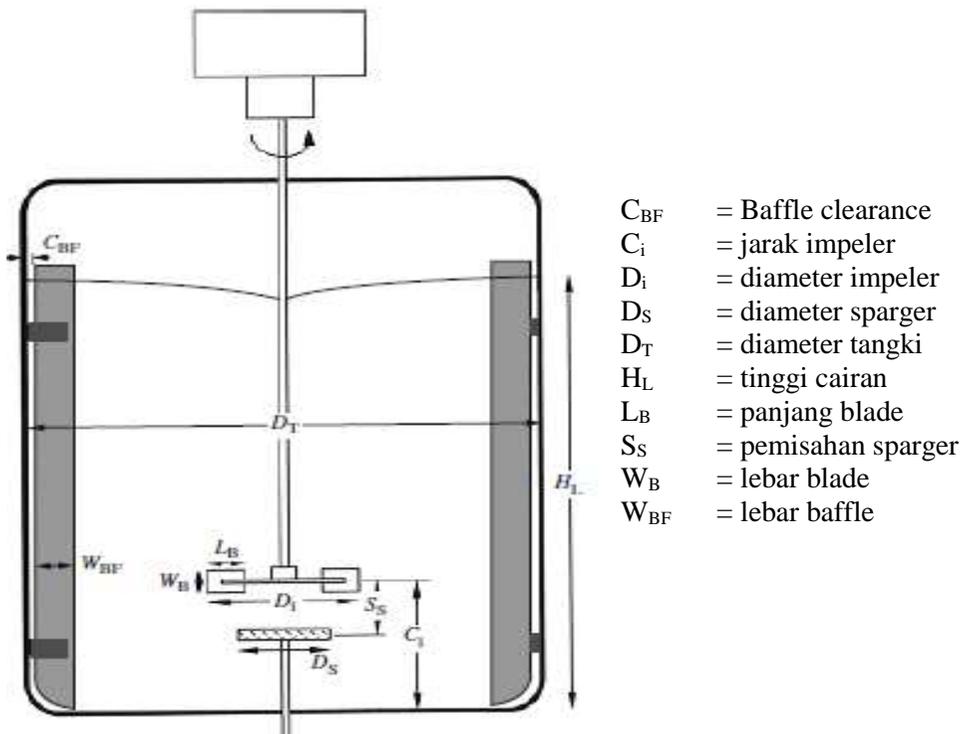
**Tabel 5.1** Konstanta  $K_T$  dan  $K_L$  untuk tangki yang memiliki *baffle*

Jenis impeller	$K_L$	$K_T$
Propeller, pitch of 1, 3 blades	41,0	0,32
Propeller, pitch of 2, 3 blades	43,5	1,00
Turbine, 4 flat blades, vaned disc	60,0	5,31
Turbine, 6 flat blades, vaned disc	65,0	5,75
Turbine, 6 curved blades	70,0	4,80
Fan turbine, 6 blades at 45°C	70,0	1,65
Shroude turbine, 6 curved blades	97,5	1,08
Shroude turbine, with stator, no baffles	172,5	1,12
Flat paddles, 2 blades (single paddle), $D_i/W_i=4$	43,0	2,25
Flat paddles, 2 blades, $D_i/W_i=6$	36,5	1,70
Flat paddles, 2 blades, $D_i/W_i=8$	33,0	1,15

Flat paddles, 4 blades, $D_i/W_i=6$	49,0	2,75
Flat paddles, 6 blades, $D_i/W_i=8$	71,0	3,82

Bentuk dasar tangki pengaduk mempengaruhi efisiensi pencampuran. Beberapa bentuk dasar ditunjukkan pada Gambar 5.2. Untuk pencampuran yang efisien dengan diameter impeller  $D_i$  sama dengan  $1/4$  sampai  $1/2$  diameter tangki  $D_T$ , tinggi cairan dalam tangki  $H_L$  harus tidak lebih dari  $1,0$  sampai  $1,25 D_T$ . Karena intensitas pencampuran menurun dengan cepat saat cairan bergerak menjauh dari zona impeller, volume cairan dalam jumlah besar di bagian atas tangki jauh dari impeller sulit untuk dicampur dan harus dihindari.

Aspek lain dari geometri kapal yang mempengaruhi efisiensi pencampuran adalah jarak clearance  $C_i$  antara impeller dan titik terendah lantai tangki (Gambar 6.2). Dalam operasi pengadukan yang paling praktis,  $C_i$  berada dalam kisaran  $1/6$  sampai  $1/2$  diameter tangki.



**Gambar 5.2** Spesifikasi Geometris untuk Tangki Berpengaduk.

## 5.6 PEMILIHAN PENGADUK

Viskositas dari cairan adalah salah satu dari beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan jenis pengaduk. Indikasi dari rentang viskositas pada setiap jenis pengaduk adalah :

- Pengaduk jenis *propeller* digunakan untuk viskositas fluida di bawah Pa.s (3000 cP)
- Pengaduk jenis turbin bisa digunakan untuk viskositas di bawah 100 Pa.s (100.000 cP)
- Pengaduk jenis *paddle* yang dimodifikasi seperti pengaduk jangkar bisa digunakan untuk viskositas antara 50 - 500 Pa.s (500.000 cP)

Hal yang harus diperhatikan pada tipe pengaduk adalah dengan mengevaluasi range kerja dari pengaduk tersebut berdasarkan viskositas cairan. Range kerja beberapa tipe pengaduk pada tingkat viskositas cairan yang berbeda ditunjukkan pada Tabel 5.2.

**Tabel 5.2** Daerah Kerja Pengaduk Berdasarkan Viskositas Cairan

Tipe Pengaduk	Viskositas (centipoises)			
	$10^2$	$10^3$	$10^4$	$10^5$
Agitasi Udara	—————			
	.....			
Paddle	—————			
	.....			
Propeller	—————			
	.....			
Turbine	—————			
	.....			
Liquid Jet	—————			
	.....			
—————		Proses Batch		
.....		Proses Kontinyu		

Dari Tabel 5.2. pengaduk tipe propeller memiliki range kerja yang sama baik untuk proses *batch* maupun proses kontinyu.

## **RANGKUMAN**

Aerasi dan agitasi merupakan hal yang sangat penting dalam untuk melakukan proses fermentasi dalam bioreaktor. Penomena terjadinya proses aerasi dalam proses fermentasi dapat digambarkan dengan menghitung koefisien perpindahan massa. Agitasi dalam bioreaktor dilakukan secara mekanis menggunakan motor pengaduk dan agitator. Agitator dapat berupa propeller, pedal dan turbin.

## **LATIHAN SOAL**

1. Jelaskan perlunya proses aerasi dan pengadukan dalam bioreaktor.
2. Jelaskan kelebihan dan kekurangan agitator propeller, pedal dan turbin.
3. Hitunglah daya yang dibutuhkan dalam bioreaktor yang menggunakan agitator turbine, 4 flat blades, vaned disc. Kecepatan poros turbine 100 rpm; viskositas cairan  $0.013 \text{ N-s/m}^2$  dan densitas cairan  $1,05 \text{ kg/m}^3$ .

## **KEGIATAN BELAJAR 2**

### **5.7 BIOREAKTOR**

Bioreaktor (fermentor) merupakan bejana fermentasi aseptis untuk produksi senyawa oleh mikrobia melalui fermentasi. Kendala yang timbul adalah terjadinya kontaminasi selama proses fermentasi terutama bila sistemnya berkesinambungan (kontinyu).

Bioreaktor dirancang untuk proses fermentasi secara anaerob dan aerob. Apakah sistem sekali unduh berkesinambungan atau nutrien terputus. Fungsi bioreaktor adalah untuk rnenghasilkan produk oleh mikrobia baik kultur murni atau campuran, yang dikendalikan menggunakan sistem komputer dalam mengatur faktor lingkungan dan pertumbuhan serta kebutuhan nutriennya.

Rancangan dan kontroksi bioreaktor perlu diperhatikan tentang bejana harus dapat dioperasikan dalam jangka waktu lama, serasi dan agitasi memadai untuk kelangsungan proses metabolik mikrobia, sistem kontrol suhu, pH dan penambahan nutrien, bejana harus dapat dicuci dan disterilisasi fasilitas

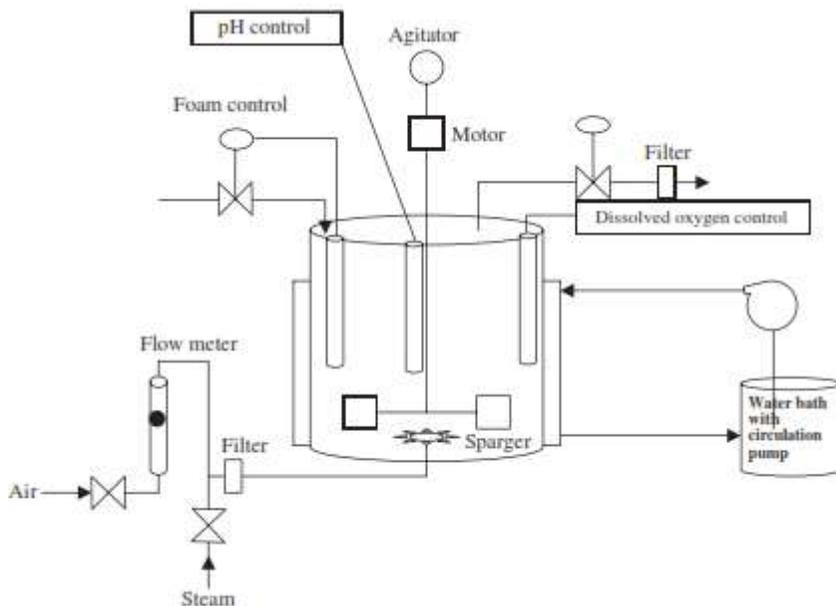
sampling harus ada konsumsi tenaga serendah mungkin, bahan kontrol murah dan evaporasi diusahakan tidak terlalu besar.

Macam-macam bioreaktor ada empat yaitu:

1. Bioreaktor tangki adukan (stirred tank bioreaktor)
2. Kolom gelembung (Bubble column bioreaktor)
3. Kolom dengan pancaran udara (airlift bioreaktor)
4. Bioreaktor terkemas padat (packed bed bioreaktor)

Bioreaktor yang umum digunakan untuk fermentasi cair adalah bioreaktor berpengaduk atau lebih dikenal dengan *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Reaktor ini dirancang dapat memberikan pengadukan sempurna. CSTR biasanya beroperasi secara aerobik. Dalam bioreaktor dilengkapi dengan instrumentasi dasar sehingga dapat memberikan informasi yang cukup seperti massa total, volume bioreaktor, kecepatan agitasi, daya dan torsi, potensial redoks, konsentrasi karbon dioksida terlarut, konsentrasi oksigen terlarut dan laju aliran cairan ke dalam bioreaktor.

Gambar 5.3. menunjukkan instrumentasi yang biasa digunakan untuk mengontrol proses dalam bioreaktor.



**Gambar 5.3.** Instrumen pengontrolan dalam bioreaktor CSTR

Tabel 5.3 Menampilkan parameter fisika, kimia dan biologi yang perlu diperhatikan dalam proses fermentasi di dalam bioreaktor.

**Tabel 5.3** Parameter operasi bioreaktor

<b>Fisika</b>	<b>Kimia</b>	<b>Biologi dan sifat sel</b>
Time	pH	Respiratory quotient
Temperature	Redox potential	O <sub>2</sub> uptake rate
Pressure	Dissolved oxygen	CO <sub>2</sub> production rate
Agitation speed	Dissolved carbon dioxide	Optical density
Total mass	O <sub>2</sub> in gas phase	Cell concentration
Total volume	CO <sub>2</sub> in gas phase	Viability of cells
Volume feed rate	Lipid	Cell morphology
Viscosity of culture	Carbohydrate	Cellular composition
Power input	Enzyme activities	Protein, DNA, RNA
Foam	Nitrogen	ATP/ADP/AMP
Shear	Ammonia if present	NAD <sup>+</sup> /NADH
Mixing time	Mineral ions	Activities of whole cells
Circulation time	Precursors	Specific growth rate
Gas hold-up	Inducers	Specific oxygen uptake rate
Bubble size distribution	Growth stimulant	Specific substrate uptake rate
Impeller flooding	Effective mineral as catalysts	Metabolites
Broth rheology	Products	Growth factor
Gas mixing patterns	Volatile products	Growth inhibitors
Liquid levels	Conductivity	Biomass composition
Reactor weight	Off gas composition	Biomass concentration
Foam level		

### **Fungsi Dasar Fermentor atau Bioreaktor**

- Suatu tempat yang menyediakan lingkungan yang tepat dan dapat dipantau untuk pertumbuhan dan aktivitas mikrobia atau kultur campuran tertentu untuk menghasilkan produk yang diinginkan.
- Desain dan konstruksi bioreaktor harus memperhatikan beberapa hal:

- Bejana dapat dioperasikan dalam keadaan aseptis untuk jangka waktu lama.
- Aerasi dan agitasi cukup memadai untuk kelangsungan proses metabolic mikrobial.
- Konsumsi tenaga serendah mungkin.
- Sistem kontrol temperatur, pH harus ada.
- Fasilitas untuk sampling harus ada.
- Evaporasi diusahakan tidak terlalu besar.
- Bejana harus dapat dicuci, dibersihkan dan mudah dipelihara, mempunyai geometri yang sama baik untuk laboratorium maupun skala industri.
- Dikonstruksi dari bahan yang murah.

### Karakteristik Fermenter

- Fermenter anaerobik memerlukan alat khusus kecuali untuk menghilangkan panas.
- Fermenter aerobik memerlukan alat untuk mengaduk dan memberikan aerasi cukup.

Konstruksi fermenter aerobic

- Terbuat dari baja anti karat.
- Berupa silinder besar, tertutup di bagian atas atau bawah, dilengkapi pipa-pipa
- Bagian fermenter terpenting: sistem aerasi berperan dalam transfer oksigen dari bentuk gas ke bentuk cair.

### Neraca Massa CSTR

Dalam keadaan *steady state*, tidak ada perubahan konsentrasi terhadap waktu sehingga neraca massa untuk reaktor CSTR adalah:

$$\text{Massa masuk} - \text{massa keluar} + \text{massa bereaksi} = \text{massa terakumulasi}$$

Tidak ada akumulasi massa pada keadaan *steady state*, persamaan neraca massa menjadi:

$$F(C_{if} - C_i) + V_R r_{fi} = 0$$

Dimana:

$$C_{if} = \text{Konsentrasi molar pada aliran masuk}$$

$C_i$  = Konsentrasi molar aliran keluar

$-r_{fi} = \frac{F}{V_R}(C_i - C_{if})$  adalah laju aliran umpan atau laju konsumsi

$$r_{fi} = \frac{F}{V_R}(C_i - C_{if}) = D(C_i - C_{if})$$

Laju pembentukan produk mudah dievaluasi pada kondisi steady state untuk konsentrasi umpan dan keluar, dimana  $D$  adalah laju pelarutan atau waktu tinggal.

Kinetika pertumbuhan untuk memprediksi laju pertumbuhan sel dapat didefinisikan sebagai berikut:

*Laju berat sel kering*

$$\frac{dX}{dt} = \text{laju pertumbuhan} - \text{laju pengurangan sel} - \text{laju kematian sel}$$

Dalam kultur kontinuis

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - DX - \alpha X$$

Dimana  $\alpha$  didefinisikan sebagai *the specific death rate constant*.

Laju pembentukan produk didefinisikan sebagai:

$$\frac{dP}{dt} = q_F X - DP - \beta X$$

Dimana

$q_F$  = Laju pertumbuhan produk spesifik

$\beta$  = Koefisien produk denaturasi

Untuk kasus sederhana, persamaan bisa ditulis menjadi

$$q_F = \frac{1}{X} \frac{dP}{dt}$$

Pada tahap eksponensial, tidak ada mikroorganisme yang mati ( $\alpha \sim 0$ ), maka konsentrasi sel akhir adalah

$$\frac{dX}{dt} = \text{tumbuh} - \text{keluar} = \mu X - DX$$

## 5.8 PERANCANGAN BIOREAKTOR

Rancangan bioreaktor menentukan kinerja bioreaktor secara keseluruhan. Pengetahuan kinetika reaksi adalah sangat penting untuk mengerti bagaimana bioreaktor bekerja. Pengetahuan tentang neraca massa dan energi, pengadukan, perpindahan massa dan energi juga dibutuhkan dalam merancang bioreaktor. Kinerja bioreaktor ditentukan oleh:

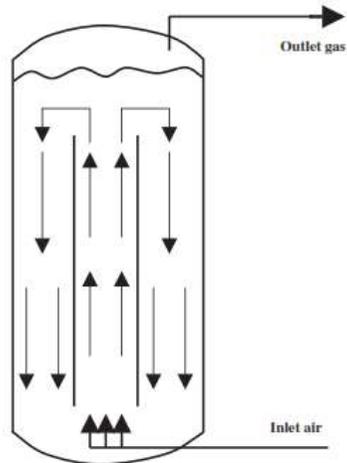
1. Konsentrasi biomassa
2. Kondisi steril
3. Agitasi yang efektif
4. Penghilangan panas
5. Penambahan nutrient
6. Penghilangan produk
7. Inhibisi produk
8. Aerasi
9. Aktivitas metabolisme/microbial.

Fungsi utama dari bioreaktor adalah menyediakan kondisi yang dapat dikontrol untuk pertumbuhan mikroorganisme. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

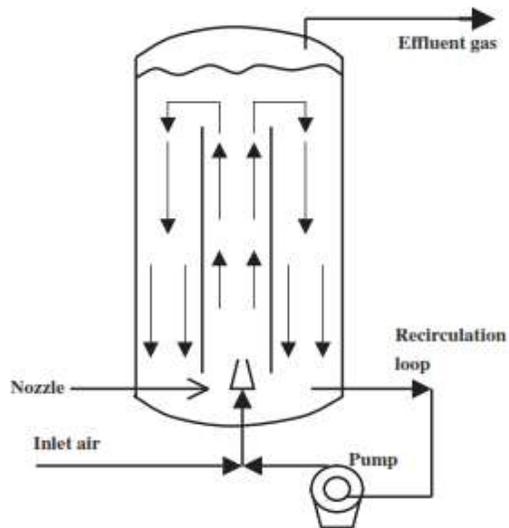
1. Bejana harus bisa dioperasikan dalam keadaan steril untuk jangka panjang.
2. Aerasi dan agitasi cukup untuk pertumbuhan mikroorganisme
3. Kebutuhan daya serendah mungkin
4. Temperatur dan pH bisa dikontrol
5. Harus ada titik pengambilan sample.
6. Penguapan yang hilang dari fermentor tidak boleh berlebih
7. Bejana harus dirancang untuk mudah dioperasikan baik dari segi perawatan maupun kebersihan.
8. Bejana bisa dioperasikan untuk berbagai macam fermentasi cair.
9. Dalam pabrik harus tersedia supply udara dari compressor dan air dingin untuk pengontrolan proses.

Tipe bioreaktor tergantung dari bagaimana gas didistribusikan. Beberapa tipe bioreaktor yang digunakan di industri adalah *Stirred tank reactor*, *Airlift pressure cycle bioreactor*, *Loop bioreactor*, *Immobilized system*,

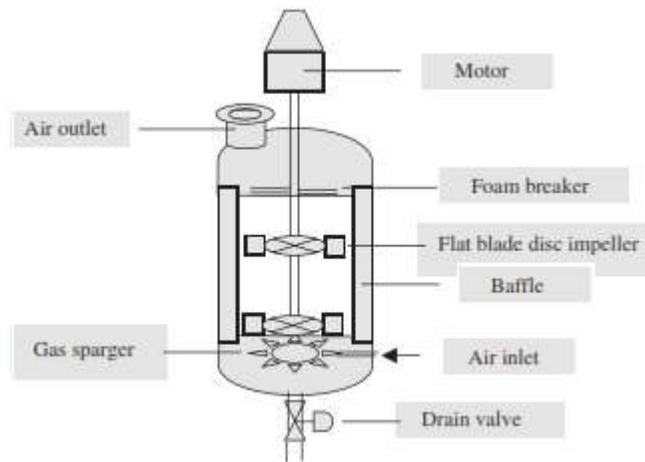
*Fluidized bed, Trickle bed, dan Fed-batch mixed reactor.* Beberapa jenis bioreaktor ditampilkan pada Gambar 5.4 – Gambar 5.7.



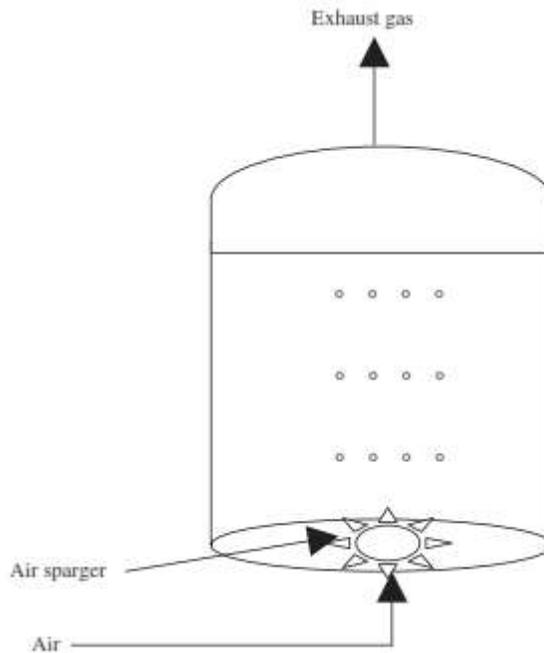
**Gambar 5.4** Pola aliran untuk gas dan cairan dengan *internal loop cycle*



**Gambar 5.5** Bioreaktor airlift dengan external recirculation pump



**Gambar 5.6** Stirred tank bioreactor



**Gambar 5.7** Bubble column bioreactor

**Contoh Perhitungan Perancangan Bioreaktor**

Fermentasi bakteri dilakukan di reaktor yang berisi cairan dengan rata-rata densitas  $\rho = 1.200 \text{ kg/m}^3$  dan viscositas  $0,02 \text{ N.s/m}^2$ . Cairan diagitasi pada 90

rpm dan udara dimasukkan melalui sparger dengan laju alir 0.4 vvm. Fermentor dilengkapi dengan 2 set flat blade turbine impeller dan 4 baffles. Ukuran bejana, impeller dan baffle adalah sebagai berikut:

Diameter tanki,  $D_t = 4$  m

Diameter impeller,  $D_i = 2$  m

Lebar baffle,  $W_b = 0,4$  m

Kedalaman cairan,  $H = 6,5$  m

Hitunglah: (a) tenaga tanpa gas,  $P$ ; (b) Tenaga gas,  $P_g$ ; (c)  $K_L a$ ; (d) gas hold up

### PENYELESAIAN

Rasio diameter tangki dengan diameter impeller:

$$\frac{D_t}{D_i} = \frac{4}{2} = 2$$

Ratio tinggi cairan dengan diameter impeller adalah

$$\frac{H_L}{D_i} = \frac{6,5}{2} = 3,25 \rightarrow n = \frac{90 \text{ rpm}}{60} = 1,5 \text{ rps}$$

Bilangan Reynold didefinisikan sebagai :

$$N_{Re} = \frac{ND_i^2 \rho}{\mu} = \frac{(1,5)(2)^2 (1.200)}{0,02} = 3,6 \times 10^5$$

Karena bilangan Reynold besar dari  $10^4$ , sehingga aliran turbulen. Berdasarkan nilai ini, maka power number berdasarkan Gambar 6.7 adalah 6.

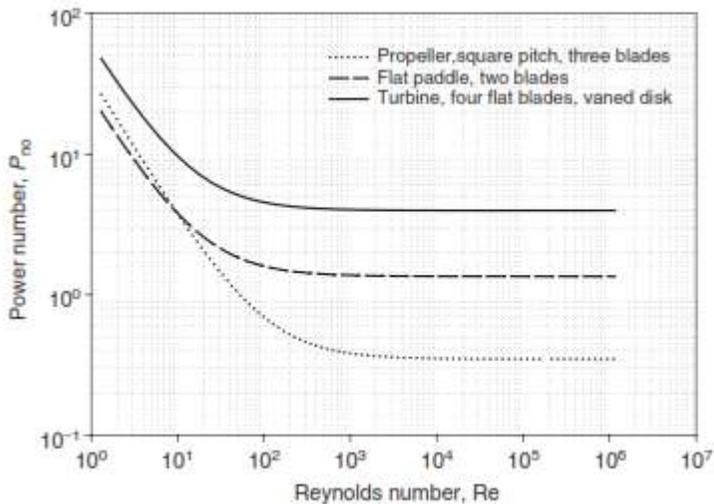
$$N_p = 6 = \frac{P g_c}{\rho N^3 D_i^5} = \frac{Px9,81}{(1.200)(1,5)^3 (2)^5}$$

Tenaga dihitung sebagai:

$$P = \frac{(6)(1,5)^3 (2)^5 (1.200)}{9,81} = 79.266 \frac{\text{kg m}}{\text{s}} = 106 \text{ hp}$$

Faktor koreksi yang digunakan didefinisikan sebagai:

$$f_c = \frac{\sqrt{\left(\frac{D_t}{D_i}\right)^* \left(\frac{H_L}{D_i}\right)^*}}{\sqrt{\left(\frac{D_t}{D_i}\right) \left(\frac{H_L}{D_i}\right)}} = \sqrt{\frac{3 \times 3,25}{3 \times 3}} = 0,85$$



**Gambar 5.8** Power number vs Reynolds number untuk beberapa impeller

Untuk 2 set impeller dengan factor koreksi, ungasged power adalah

$$P = (2)(0,85)(106) = 180 \text{ hp}$$

Laju aerasi didefinisikan sebagai

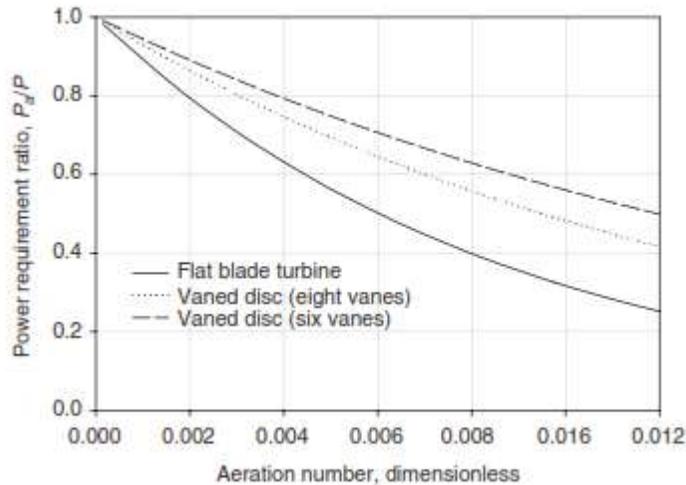
$$N_a = \frac{F_g}{N_i D_i^3}$$

$$\text{Dimana } F_g = 0,4(\text{volume}) = 0,4(4)2\left(\frac{\pi}{4}\right)(6,5) = 32,67 \frac{m^3}{\text{min}} = 0,5445 \frac{m^3}{s}$$

$$N_a = \frac{0,5445}{(1,5)(2)^3} = 4,5 \times 10^{-2}$$

Gunakan plot  $P_g/P$  versus  $N_a$  (Gambar 6.8), ratio gassed power dengan ungassed power didefinisikan sebagai:

$$\frac{P_g}{P} = 0,74 \rightarrow \text{gassed power adalah } P_g = 0,74(180) = 133 \text{ hp}$$



**Gambar 5.9** Power Requirement ratio untuk system aerasi dan system non-aerasi

Kecepatan superficial gas adalah:

$$V_s = \frac{32,67}{(4)^2 \left( \frac{\pi}{4} \right)} = 2,6 \frac{m}{min}$$

Koefisien perpindahan massa didefinisikan untuk aliran turbulen

$$K_L a = 2 \times 10^3 \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0.6} V_s^{0.667} = 10,97 s^{-1}$$

Gas hold-up,  $H_0 = \frac{\text{Bubble volume}}{\text{Reactor volume}}$

Gas hold-up didefinisikan sebagai gas per unit volume reactor. Untuk udara dalam air, Richard's data adalah

$$\left(\frac{P}{V}\right)^{0.4} (V_s)^{0.5} = 7,63H + 2,37$$

$$\left(\frac{180}{81,68}\right)^{0.4} \left(2.6 \times 60 \frac{\text{min}}{h}\right)^{0.5} = 7,63H + 2,37$$

H = 1.94 m untuk aerasi

$$H_0 = \frac{V_g}{V_g + V_L} = \frac{1,94}{1,94 + 6,5} = 0,23 \text{ Gas hold up} = 23 \%$$

## RANGKUMAN

Kinerja bioreaktor secara keseluruhan ditentukan oleh rancangan bioreaktor yang tepat. Pengetahuan kinetika reaksi adalah sangat penting untuk mengerti bagaimana bioreaktor bekerja. Pengetahuan tentang neraca massa dan energi, pengadukan, perpindahan massa dan energi juga dibutuhkan dalam merancang bioreaktor. Beberapa tipe bioreaktor yang digunakan di industri adalah *Stirred tank reactor*, *Airlift pressure cycle bioreactor*, *Loop bioreactor*, *Immobilized system*, *Fluidized bed*, *Trickle bed*, dan *Fed-batch mixed reactor*.

## LATIHAN SOAL

1. Model laju Monod sesuai dipakai untuk bioreaktor CSTR dengan laju pertumbuhan spesifik  $0,5 \text{ h}^{-1}$  dan  $K_s$  2 g/L. Jika konsentrasi substrat awal 50 g/L dan yield biomassa terhadap substrat adalah 100 % dan tidak ada sel yang mati, hitunglah laju pelarutan maksimum ( $D_m$ ) pada sistem tersebut.
2. Jelaskanlah cara kerja dari bioreaktor *Stirred tank reactor*, *Airlift pressure cycle bioreactor*, *Loop bioreactor*, *Immobilized system*, *fluidized bed*, *Trickle bed*, dan *fed-batch mixed reactor*.
3.  $20 \text{ m}^3$  bioreaktor digunakan untuk menghasilkan penicillin. Berapa konsentrasi gula ( $S_0$ ) yang dipilih jika laju perpindahan oksigen tidak reaktan pembatas.

Data-data:

Kecepatan impeller	: 1,5 rps (90 rpm)
Jumlah blades	: 8; flat, blade tipe turbin
$\mu$	: 1 mPa.s

$\rho$	: $1,2 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$
Laju aerasi	: 1 vvm
Ratio gassed to ungassed power ( $P_g/P$ )	: 0,4
Driving force for OTR	: $6 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$
Specific $O_2$ uptake	: 0,65 mmol $O_2$ /kg cell
Data kinetic, $v_{\max}$	: 0,5 $h^{-1}$
Laju konsumsi gula spesifik oleh sel	: 1,0 kg/kg. sel.h

## MODUL 6

### PROSES STERILISASI DAN PERPINDAHAN PANAS

#### PENDAHULUAN

Sterilisasi merupakan proses penghilangan mikroorganisme dari media. Suatu media/bahan dikatakan steril jika tidak ada mikroba terdeteksi. Proses sterilisasi berfungsi untuk membunuh semua organisme hidup, spora dan virus dalam bejana bertekanan pada suhu tinggi. Dalam industri makanan dan minuman, sterilisasi umumnya digunakan untuk mengawetkan produk makanan. Pada skala laboratorium, alat untuk melakukan proses sterilisasi dikenal dengan *autoclave* dan beroperasi secara *batch*. *Autoclave* beroperasi pada tekanan 105 kPa (15 Psig) dan suhu 121°C selama 20-30 menit dengan menggunakan uap basah .

Kompetensi yang diharapkan pada modul ini dapat menjelaskan metode sterilisasi dan perhitungan necara energi untuk proses sterilisasi yang efektif dalam bioteknologi.

#### KEGIATAN BELAJAR 1

##### STERILISASI

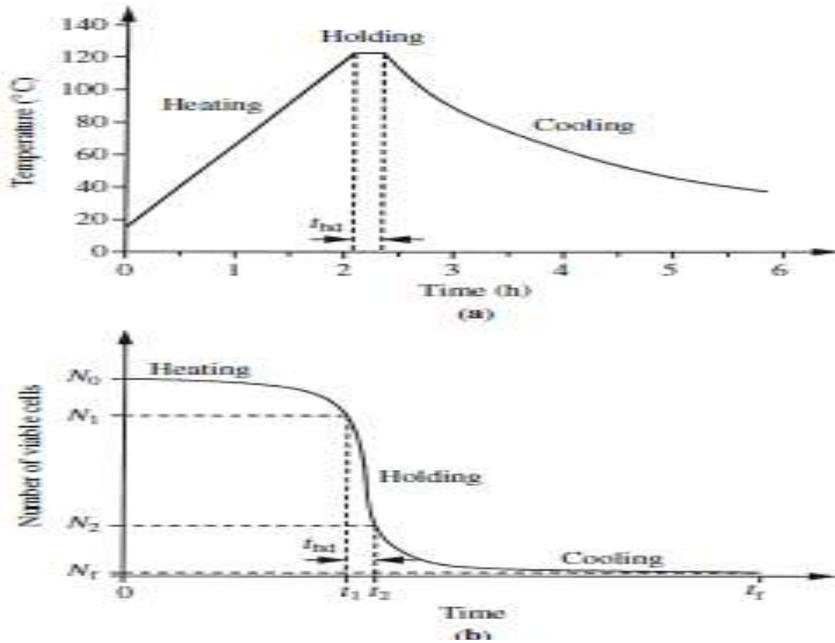
Fermentasi komersial biasanya membutuhkan ribuan liter media cair dan jutaan liter udara. Untuk proses yang dioperasikan dengan kultur axenik, bahan baku harus disediakan bebas dari organisme yang terkontaminasi. Dari semua metode yang tersedia untuk sterilisasi, termasuk perawatan kimia, paparan sinar ultraviolet, gamma dan sinar X dan sonifikasi. Proses sterilisasi yang digunakan pada skala besar adalah penyaringan dan pemanasan.

#### 6.1 STERILISASI BATC DENGAN MENGGUNAKAN PANAS UNTUK BAHAN CAIR

Proses sterilisasi dengan sistem *batch* digunakan untuk mensterilkan media. Proses ini dilakukan dengan memasukkan uap panas ke dalam koil atau jaket. Sistem ini menggunakan bejana elektrik. Uap panas kontak langsung dengan media, sehingga bisa mengencerkan medium yang menyebabkan terjadi

peningkatan volume cairan antara 10 sampai 20%. Kualitas uap yang dihasilkan harus bebas dari kandungan logam untuk menghindari kontaminan dari ion logam dan senyawa organik lainnya. Profil suhu terhadap waktu untuk sterilisasi *batch* ditunjukkan pada Gambar 6.1 (a). Gambar 6.1 (a) menunjukkan bahwa laju perpindahan panas dari uap, suhu media dan ukuran fermentor merupakan faktor penting yang perlu diperhatikan dalam proses sterilisasi. Setelah suhu sterilisasi tercapai, suhu dipertahankan konstan dalam waktu tertentu dengan mengalirkan air pendingin melalui koil atau jaket fermentor.

Untuk pengoperasian sistem sterilisasi *batch*, kita harus bisa memperkirakan waktu tinggal yang dibutuhkan untuk terjadi kerusakan sel sehingga dapat membunuh semua mikroorganisme kontaminan. Proses sterilisasi panas juga dapat merusak nutrisi dalam media. Untuk mengatasi masalah ini, waktu sterilisasi harus diatur sesingkat mungkin sehingga kematian sel terjadi setiap saat selama sterilisasi *batch*, termasuk dalam periode pemanasan dan pendinginan. Perhitungan waktu sterilisasi bisa dilakukan dengan menentukan jumlah kontaminan yang ada dalam umpan medium  $N_0$ . Seperti ditunjukkan dalam Gambar 6.1 (b), selama periode pemanasan jumlah ini berkurang menjadi  $N_1$ . Di akhir waktu tinggal, nomor sel adalah  $N_2$ . Nomor sel terakhir setelah pendinginan adalah  $N_f$ . Idealnya,  $N_f$  adalah  $N_0$ : pada akhir siklus sterilisasi kita tidak ingin kontaminan hadir. Namun, karena ada jenis mikroorganisme yang tahan hidup pada temperature tinggi sehingga memerlukan waktu sterilisasi yang jauh lebih lama, secara teoritis tidak mungkin untuk dicapai, tingkat target kontaminasi dinyatakan sebagai fraksi dari sebuah sel, yang berhubungan dengan kemungkinan kontaminasi. Misalnya, kita bisa menginginkan  $N_f = 10^{-3}$ ; Ini berarti bahwa kita menerima risiko bahwa satu *batch* dalam 1000 tidak akan steril di akhir proses. Setelah  $N_0$  dan  $N_f$  diketahui, kita bisa menentukan waktu tinggal yang dibutuhkan untuk mengurangi jumlah sel dari  $N_1$  ke  $N_2$  dengan mempertimbangkan kinetika kematian sel.



**Gambar 6.1** (a) Variasi suhu terhadap waktu untuk sterilisasi batch pada media cair. (b) Pengurangan jumlah *viable cells* dengan waktu selama proses sterilisasi batch.

Laju sterilisasi panas diatur oleh persamaan untuk kematian termal. Dalam *autoclave* dimana kematian sel adalah satu-satunya proses yang mempengaruhi jumlah sel:

$$\frac{dN}{dt} = -k_d N \quad [6.1]$$

Dimana  $N$  adalah jumlah sel,  $t$  adalah waktu, dan  $k_d$  adalah konstanta kematian. Persamaan [6.1] berlaku untuk setiap tahap siklus sterilisasi *batch*: pemanasan, waktu tinggal dan pendinginan. Namun, karena  $k_d$  adalah fungsi suhu, integrasi langsung Pers. [6.1] hanya berlaku bila suhu konstan, yaitu selama waktu tinggal. Hasilnya adalah:

$$\ln \frac{N_1}{N_2} = k_d t \quad [6.2]$$

Atau

$$t = \frac{\ln \frac{N_1}{N_2}}{k_d} \quad [6.3]$$

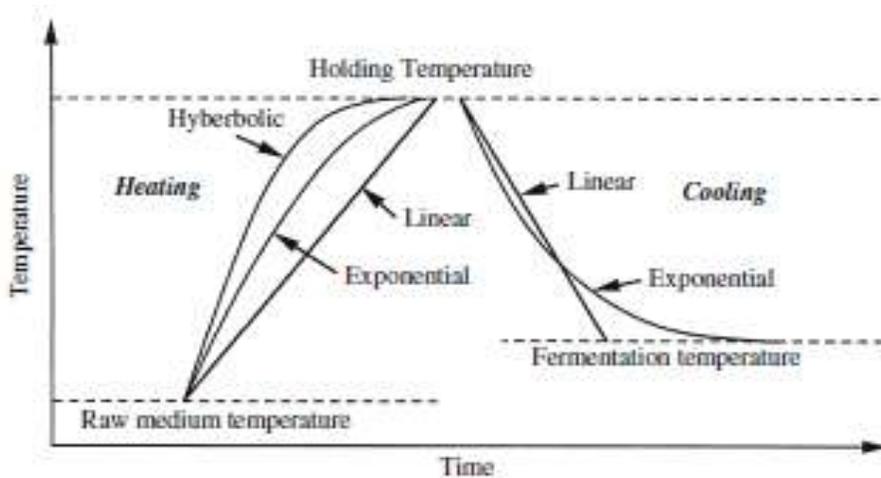
Dimana  $t$  adalah waktu tinggal,  $N_1$  adalah jumlah sel yang layak pada awal holding, dan  $N_2$  adalah jumlah sel yang layak pada tahap akhir.  $k_d$  dievaluasi sebagai fungsi suhu menggunakan persamaan Arrhenius:

$$k_d = Ae^{-E_d/RT} \quad [6.4]$$

Dimana  $A$  adalah konstanta Arrhenius atau faktor frekuensi,  $E_d$  adalah energi aktivasi Untuk kematian sel termal,  $R$  adalah konstanta gas ideal dan  $T$  suhu mutlak.

Untuk menggunakan Pers. [6.3] kita harus tahu  $N_1$  dan  $N_2$ . Angka ini ditentukan dengan mempertimbangkan efek kematian sel selama periode pemanasan dan pendinginan saat suhu tidak konstan dengan menggabungkan Pers. [6.1] dan [6.4] memberikan:

$$\frac{dN}{dt} = -Ae^{-E_d/RT} \quad [6.5]$$



**Gambar 6.2** Grafik umum profil waktu-suhu untuk tahap pemanasan dan pendinginan dari siklus sterilisasi *batch*. Dari F.H. Deindoerfer dan A.E. Humphrey, 1959, metode analisis untuk menghitung waktu sterilisasi panas. Appl. Mikrobiol. 7, 256-264.

Integrasi Pers. [6.5] memberikan untuk periode pemanasan:

$$\ln \frac{N_0}{N_1} = \int_0^{t_1} -Ae^{-E_d/RT} dt \quad [6.6]$$

dan untuk periode pendinginan:

$$\ln \frac{N_2}{N_f} = \int_0^{t_1} -Ae^{-E_d/RT} dt \quad [6.7]$$

Dimana  $t_1$  adalah waktu pada akhir pemanasan,  $t_2$  adalah waktu pada akhir waktu tinggal, dan  $t_f$  adalah waktu di akhir pendinginan. Kita tidak bisa menyelesaikan integrasi persamaan ini sampai kita ketahui bagaimana suhu bervariasi dengan waktu selama periode pemanasan dan pendinginan.

Suhu keadaan tidak stabil saat pemanasan dan pendinginan ditentukan dari sifat perpindahan panas dalam sistem. Bergantung pada bagaimana pemanasan dan pendinginan tercapai, bentuk persamaan umum untuk suhu sebagai fungsi waktu adalah linier, eksponensial, atau hiperbolik, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.2 dan Tabel 6.1. Menerapkan ungkapan yang sesuai untuk  $T$  dalam Pers. [6.6] dari Tabel 6.1 memungkinkan  $N_1$  pada awal periode waktu tinggal yang akan ditentukan. Demikian pula penerapan ungkapan yang sesuai untuk  $T$  dalam Pers. [6.7] untuk pendinginan memungkinkan evaluasi  $N_2$  di akhir dari periode waktu tinggal. Penggunaan hasil ini untuk  $N_1$  dan  $N_2$  di Pers. [6.3] melengkapi perhitungan waktu tinggal.

**Tabel 6.1** Persamaan Umum untuk Suhu sebagai Fungsi Waktu selama Pemanasan dan Periode Pendingin Sterilisasi *Batch*

Metode Perpindahan Panas	Profil suhu-waktu
<b>Pemanasan</b>	
Direct sparging with steam	$T = T_0 \left( 1 + \frac{\frac{h \bar{M}_s t}{M_m C_p T_0}}{1 + \frac{\bar{M}_s t}{M_m}} \right) \quad (\text{hiperbolik})$
Electrical heating	$T = T_0 \left( 1 + \frac{\hat{Q} t}{M_m C_p T_0} \right) \quad (\text{linear})$
Heat transfer from isothermal steam	$T = T_s \left[ 1 + \frac{T_0 - T_s}{T_s} e^{\left( \frac{-UAt}{M_m C_p} \right)} \right] \quad (\text{ekponensial})$
<b>Pendinginan</b>	
Heat transfer to nonisothermal cooling water	$T = T_{ci} \left\{ 1 + \frac{T_0 - T_{ci}}{T_{ci}} e^{\left[ \left( \frac{-M_w C_{pw} t}{M_m C_p} \right) \left( 1 - e^{\left[ \frac{-UA}{M_w C_{pw}} \right]} \right) \right]} \right\}$

$A$  = surface area untuk perpindahan panas;  $C_p$  = kapasitas panas spesifik dari media;  $C_{pw}$  = kapasitas panas pendinginan spesifik dari air pendingin;  $h$  = spesifik Perbedaan entalpi antara uap dan umpan media;  $M_m$  = massa media initial;  $\hat{M}_s$  = laju alir massa *steam*;  $\hat{M}_w$  = laju alir massa air pendingin;  $\hat{Q}$  = laju perpindahan panas;  $T$  = suhu;  $T_0$  = suhu media initial; Suhu  $T_{ci}$  = suhu masuk dari air pendingin;  $T_s$  = suhu steam;  $T$  = waktu;  $U$  = Koefisien perpindahan panas keseluruhan

*Dari F.H. Deindoerfer dan A.E. Humphrey, 1959, Metode analisis untuk menghitung waktu sterilisasi panas. Appl. Mikrobiol. 7, 256-264.*

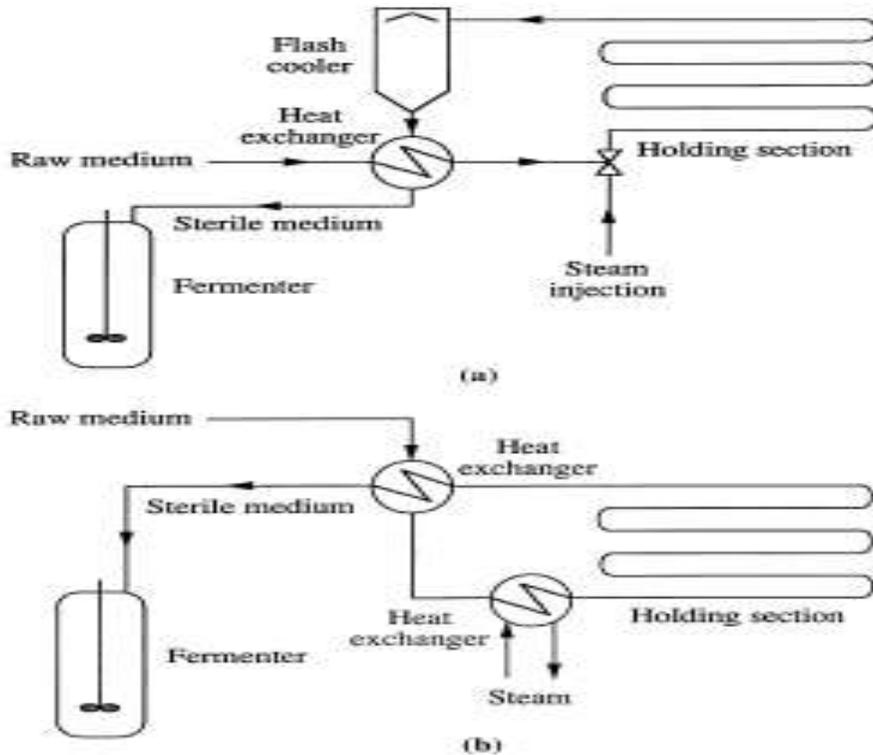
Prosedur desain yang diuraikan dalam bagian ini berlaku untuk sterilisasi *batch* media dimana suhu seragam di seluruh tangki. Namun, jika cairan mengandung partikel padat (mis., dalam bentuk sel flok atau pelet), gradien suhu dapat dikembangkan. Karena perpindahan panas dalam partikel lebih lambat dari pada cairan, suhu pada pusat partikel akan lebih rendah dari pada cairan untuk beberapa proporsi waktu sterilisasi. Akibatnya, kematian sel di dalam partikel tidak terjadi secepat di cairannya. Waktu penahanan yang lebih lama diperlukan untuk mengobati substrat fase padat dan media mengandung partikel.

## **6.2 STERILISASI KONTINYU DENGAN MENGGUNAKAN PANAS UNTUK BAHAN CAIR**

Sterilisasi kontiniu pada suhu tinggi atau dikenal dengan proses *short-exposure-time*, dapat mengurangi kebutuhan panas pada media secara signifikan dibandingkan dengan sterilisasi *batch* dan mencapai tingkat kerusakan sel yang tinggi sehingga proses sterilisasi menjadi lebih efektif. Keuntungan lainnya termasuk uap yang lebih ekonomis. Jumlah uap yang dibutuhkan untuk sterilisasi kontiniu adalah 20 sampai 25% lebih rendah dibandingkan dengan proses *batch* dan lebih cepat.

Tipikal konfigurasi peralatan untuk sterilisasi kontiniu ditunjukkan pada Gambar 6.3. Di Gambar 6.3 (a), umpan media yang memasuki sistem pertama kali dipanaskan dengan media panas dan steril dalam sebuah penukar panas. Sistem ini mengurangi kebutuhan uap dan mendinginkan media yang steril. Uap kontak langsung dengan media saat mengalir melalui pipa; sebagai hasilnya, suhu media naik hampir seketika ke suhu yang diinginkan pada proses sterilisasi.

Waktu paparan suhu ini tergantung pada panjang pipa sterilizer. Setelah sterilisasi, suhu didinginkan langsung oleh pendinginan *flash*, yang dicapai dengan melewati cairan melalui katup ekspansi ke ruang vakum. Pendinginan lebih lanjut terjadi di penukar panas dimana panas residu digunakan untuk pemanasan awal media masuk. Media steril kemudian siap digunakan dalam fermentor.



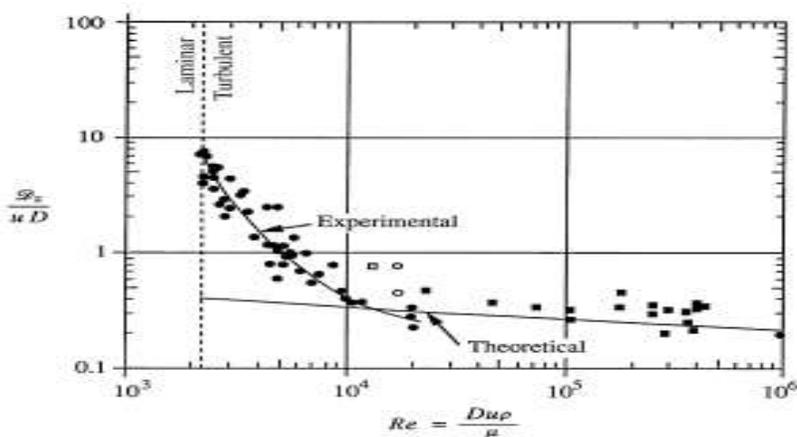
**Gambar 6.3** Peralatan sterilisasi terus menerus:  
 a) Injeksi uap terus menerus dengan pendinginan flash;  
 b) Perpindahan panas menggunakan penukar panas.

Gambar 6.3 (b) menunjukkan skema alternatif sterilisasi berdasarkan pertukaran panas antara media dan uap. Umpan media dipanaskan dengan media panas dan steril dalam penukar panas dan dibawa ke suhu sterilisasi dengan pertukaran panas lebih lanjut dengan uap suhu sterilisasi dipertahankan di bagian penahan; Media steril kemudian didinginkan dengan pertukaran panas dengan media masuk sebelum digunakan di fermentor.

Variabel penting yang mempengaruhi kinerja sterilizer kontinu adalah sifat aliran fluida dalam sistem. Idealnya, semua cairan masuk ke peralatan harus menghabiskan waktu yang sama di sterilizer dan keluar dari sistem pada saat bersamaan. Jika tidak terjadi, kita tidak bisa sepenuhnya mengendalikan waktu yang diperlukan di sterilizer oleh semua elemen cairan. Tidak ada pencampuran yang harus dilakukan di dalam tabung: jika cairan mendekati pintu masuk pipa pencampuran dengan cairan di depannya, ada risiko kontaminan akan dipindahkan ke stopkontak dari sterilizer. Dispersi aksial merupakan faktor penting yang mempengaruhi disain sterilizer kontinu. Jika dispersi aksial substansial, kinerja sterilizer berkurang. Pentingnya dispersi aksial dan dalam transfer bahan melalui pipa ditunjukkan oleh variabel berdimensi yang disebut bilangan Peclet:

$$Pe = \frac{uL}{Dz} \quad [6.8]$$

Dimana Pe adalah bilangan Peclet, u adalah kecepatan fluida linear rata-rata, L adalah panjang pipa, dan Dz adalah koefisien dispersi aksial. Untuk aliran steker yang sempurna, Dz adalah nol dan Pe tak terbatas besar. Dalam prakteknya, bilangan Peclet antara 3 dan 600. Nilai Dz untuk sistem tertentu bergantung pada bilangan Reynolds dan geometri pipa; Korelasi dari teknik literatur untuk mengevaluasi Dz ditunjukkan pada Gambar 6.4.



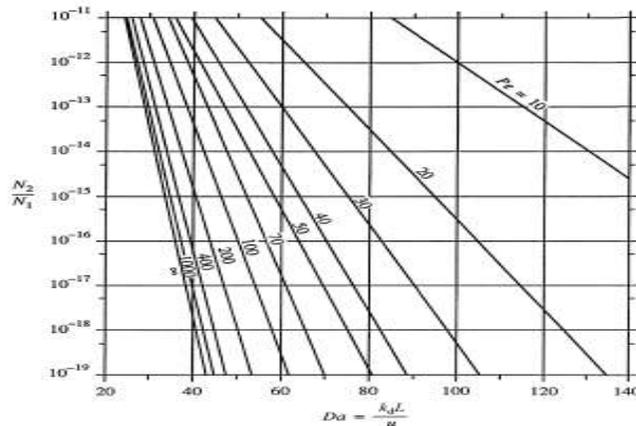
**Gambar 6.4** Korelasi untuk Menentukan koefisien dispersi aksial Dalam aliran pipa turbulen. Data diukur dengan menggunakan cairan tunggal di: (●) pipa lurus; (■) Pipa dengan lengkungan; (□) Secara artifisial pipa kasar; dan (○) pipa melengkung. Dicitak ulang (d disesuaikan) dengan izin dari O. Levenspiel,

*Longitudinal mixing of fluids flowing in circular pipes. Ind. Eng. Chem. 50, 343-346. Copyright 1958, American Chemical Society.*

Setelah bilangan Peclet dihitung dengan Pers.[6.8], tingkat kerusakan sel dalam sterilizer dapat dikaitkan dengan kevakuman kematian spesifik sel k dengan menggunakan Gambar 6.4. Pada gambar ini,  $N_1$  adalah jumlah sel yang masuk ke sterilizer,  $N_2$  adalah jumlah sel meninggalkan,  $Pe$  adalah bilangan Peclet seperti yang didefinisikan oleh Pers. [6.8], dan  $Da$  bilangan tidak berdimensi yang disebut bilangan Damk'ohler:

$$Da = \frac{k_d L}{u} \quad [6.9]$$

Dimana  $k_d$  adalah konstanta kematian,  $L$  adalah panjang pipa penahan, dan  $u$  adalah kecepatan cairan linier rata-rata. Semakin rendah nilai  $N_2/N_1$ , semakin besar pula tingkat kerusakan sel. Gambar 6.5 menunjukkan bahwa, pada suhu sterilisasi tertentu yang menentukan nilai  $k_d$  dan karena  $Da$ , kinerja sterilizer menurun secara signifikan sebagai bilangan Peclet menurun, yang mencerminkan efek kerugian dari dispersi aksial pada efisiensi sterilizer. Perhitungan desain untuk sterilizer kontinyu diilustrasikan pada Contoh 6.1.



**Gambar 6.5** Perusakan termal organisme yang terkontaminasi sebagai fungsi dari bilangan Peclet  $Pe$  dan bilangan Damko.  $N_1$  adalah jumlah sel yang masuk bagian sterilizer;  $N_2$  adalah Jumlah sel yang tersisa. Dari S. Aiba, A.E. Humphrey, dan N.F. Millis, 1965, Teknik Biokimia, Academic Press, New York.

## CONTOH 6.1 WAKTU TINGGAL DI STERILIZER KONTINYU

Media cair dengan kecepatan aliran  $2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  harus disterilisasi dengan pertukaran panas dengan uap di sterilizer kontinyu. Media tersebut mengandung spora bakteri pada konsentrasi  $5 \times 10^{12} \text{ m}^{-3}$ . Nilai dari energi aktivasi dan konstanta Arrhenius untuk penghancuran termal dari kontaminan ini  $283 \text{ kJ gmol}^{-1}$  dan  $5,7 \times 10^{39} \text{ h}^{-1}$ , untuk masing-masingnya. Risiko kontaminasi satu organisme bertahan setiap 60 hari operasi dianggap dapat diterima. Pipa sterilizer memiliki diameter dalam  $0,1 \text{ m}$  dan panjang bagian penahan adalah  $24 \text{ m}$ . Densitas media adalah  $1.000 \text{ kg m}^{-3}$  dan viskositasnya adalah  $3,6 \text{ kg m}^{-1} \text{ h}^{-1}$ . Berapa suhu sterilisasi yang dibutuhkan? Penyelesaian :

Tingkat kehancuran sel yang diinginkan dievaluasi dengan menggunakan basis 60 hari. Abaikan kematian sel apapun di bagian pemanasan dan pendinginan, jumlah sel yang memasuki bagian penahan di atas 60 hari adalah:

$$N_1 = 2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} (5 \times 10^{12} \text{ m}^{-3}) \cdot \left| \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ day}} \right| \cdot (60 \text{ days}) = 1,44 \times 10^{16}$$

$N_2$ , jumlah sel yang dapat diterima yang tersisa selama periode ini, adalah 1. Oleh karena itu:

$$\frac{N_2}{N_1} = \frac{1}{1,44 \times 10^{16}} = 6,9 \times 10^{-17}$$

Kecepatan linier  $u$  dalam sterilizer sama dengan laju alir volumetrik dibagi dengan penampang melintang luas pipa:

$$u = \frac{2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}}{\mu \left( \frac{0,1 \text{ m}}{2} \right)^2} = 254,6 \text{ m h}^{-1}$$

Menghitung bilangan Reynolds untuk aliran pipa

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu} = \frac{(0,1 \text{ m})(254,6 \text{ m h}^{-1})(1.000 \text{ kg m}^{-3})}{3,6 \text{ kg m}^{-1} \text{ h}^{-1}} = 7,07 \times 10^3$$

Untuk nilai  $Re$  ini, kita dapat menentukan  $Dz$  dari Gambar 6.4 menggunakan eksperimen atau teoritis. Mari kita pilih kurva eksperimen karena ini memberi nilai  $Dz$  lebih besar dan yang lebih kecil Nilai  $Pe$ ; Desain sterilizer dengan demikian akan lebih konservatif. Oleh karena itu, untuk  $Dz/uD = 0,65$ :

$$Dz = 0.65(254.6 \text{ m h}^{-1})(0.1 \text{ m}) = 16.5 \text{ m}^2 \text{ h}^{-1}$$

Sehingga:

$$Pe = \frac{u L}{Dz} = \frac{(254.6 \text{ m h}^{-1})(24 \text{ m})}{16.5 \text{ m}^2 \text{ h}^{-1}} = 370$$

Dengan menggunakan Gambar 6.5, kita dapat menentukan nilai  $k_d$  untuk tingkat kehancuran sel yang diinginkan. Untuk  $N_2/N_1 = 6.9 \times 10^{-17}$  dan  $Pe = 370$ , nilai  $Da$  yang sesuai adalah sekitar 42. Oleh karena itu:

$$k_d = \frac{u Da}{L} = \frac{(254.6 \text{ m h}^{-1})(42)}{24 \text{ m}} = 455.6 \text{ h}^{-1}$$

Suhu sterilisasi dapat dievaluasi dari persamaan Arrhenius. Membagi kedua sisi oleh  $A$  dan mengambil logaritma memberikan:

$$\ln \frac{k_d}{A} = \frac{-E_d}{RT}$$

Karena itu:

$$T = \frac{\left(\frac{-E_d}{R}\right)}{\ln \left(\frac{k_d}{A}\right)}$$

$E_d = 283 \text{ kJ gmol}^{-1} = 283 \times 10^3 \text{ J gmol}^{-1}$ ;  $A = 5.7 \times 10^{39} \text{ h}^{-1}$ . Konstanta gas ideal  $R$  adalah  $8.3144 \text{ J K}^{-1} \text{ gmol}^{-1}$ . Karena itu:

$$T = \frac{\left(\frac{-283 \times 10^3 \text{ J gmol}^{-1}}{8.3144 \text{ J K}^{-1} \text{ gmol}^{-1}}\right)}{\ln \left(\frac{455.6 \text{ h}^{-1}}{5.7 \times 10^{39} \text{ h}^{-1}}\right)} = 398.4 \text{ K}$$

Menggunakan konversi antara K dan °C, didapatkan  $T = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ . Oleh karena itu, suhu sterilisasi yang dibutuhkan adalah  $125 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Pemanasan dan pendinginan dalam sterilizer kontinyu begitu cepat sehingga dalam perhitungan desain mereka dianggap dapat mengurangi kerusakan nutrisi, fitur proses ini bisa menimbulkan masalah jika ada padatan hadir di media. Selama pemanasan, suhu pada inti partikel padat tetap lebih rendah dari pada media. Karena waktu kontak yang sangat singkat dalam sterilizer kontinyu dibandingkan dengan sistem *batch*, ada risiko yang jauh lebih besar bahwa partikel tidak akan dipanaskan secara menyeluruh dan akan oleh karena itu tidak

disterilisasi dengan benar. Penting agar umpan media diklarifikasi sebanyak mungkin sebelum memasuki sterilizer kontinyu.

### 6.3 STERILISASI FILTER UNTUK BAHAN CAIR

Terkadang media fermentasi atau bahan media tertentu disterilkan dengan penyaringan. Proses ini digunakan untuk mensterilkan bahan yang sensitive terhadap panas seperti serum, faktor diferensiasi, enzim atau protein lainnya yang mudah hancur oleh panas. Proses sterilisasi ini dengan menggunakan membran. Biasanya, membran yang digunakan untuk filter sterilisasi cairan yang terbuat dari ester selulosa atau polimer lainnya dan memiliki diameter pori antara 0,2 dan 0,45  $\mu\text{m}$ . Sebagai media melewati filter, bakteri dan partikel lainnya dengan dimensi lebih besar dari ukuran pori yang disaring dan dikumpulkan di permukaan membran. Ukuran pori kecil yang digunakan dalam filtrasi cair berarti bahwa membran mudah tersaring kecuali media yang telah dipilih untuk menghilangkan partikel besar. Untuk mencapai laju aliran filtrasi yang tinggi, luas permukaan membran yang besar diperlukan. Membran itu sendiri disterilisasi dengan uap atau radiasi sebelum digunakan.

### 6.4 STERILISASI UDARA

Jumlah sel mikroba di udara kira-kira  $10^3$  sampai  $10^4 \text{ m}^3$ . Filtrasi adalah metode yang paling umum digunakan untuk mensterilkan udara dalam bioproses skala besar; Sterilisasi panas dari gas secara ekonomi tidak praktis. *Depth filter* yang terdiri dari tabung atau bantalan yang dipadatkan menggunakan bahan berserat seperti wol dan kaca telah banyak digunakan di industri fermentasi. Jarak antara serat dalam filter biasanya 2 sampai 10  $\mu\text{m}$  atau sampai 10 kali lebih besar dari dimensi bakteri dan spora yang akan dibuang. Partikel udara menembus tangki ke berbagai kedalaman sebelum perjalanan mereka melalui filter ditangkap. Kedalaman filter yang dibutuhkan untuk menghasilkan udara dengan kualitas yang cukup tergantung pada operasi laju alir dan tingkat kontaminasi yang masuk. Sel dikumpulkan di *depth filter* oleh sebuah kombinasi impaksi, intersepsi, efek elektrostatis dan untuk partikel yang lebih kecil dari Sekitar 1,0  $\mu\text{m}$ , terdifusi ke serat. *Depth filter* tidak berkerja dengan baik jika ada fluktuasi laju alir udara yang besar atau jika udara basah: cairan kondensasi pada saringan meningkatkan. Penurunan tekanan, menyebabkan penyaluran

aliran gas dan menyediakan jalur bagi organisme yang dikumpulkan pada serat untuk tumbuh melalui tabung.

Aplikasi *depth filter* dalam skala industri dengan menggunakan *cartridge membran filter*. Filter ini menggunakan membran polimerik *sterilisable* atau sekali pakai filter permukaan yang menjebak kontaminan seperti pada saringan. *Cartridge filter membran* biasanya berisi filter lipit hidrofobik dengan pori-pori diameter kecil dan seragam 0,45  $\mu\text{m}$  atau kurang. Sifat hidrofobik permukaan meminimalkan masalah dengan pembasahan filter sedangkan konfigurasi lipit memungkinkan area filtrasi tinggi dikemas ke dalam volume *cartridge* yang kecil. *Filter* dipasang ke dalam *cartridge* atau berada di hulu untuk mengurangi *fouling* dari membran dengan membuang partikel besar, minyak, tetesan air dan busa dari gas yang masuk.

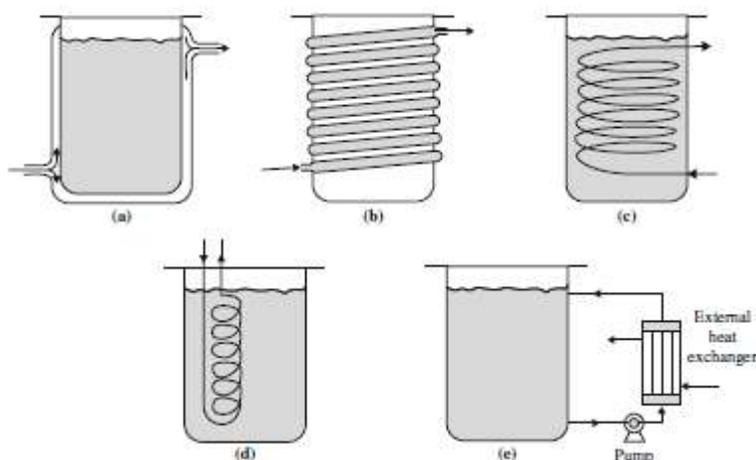
*Filter* juga digunakan untuk mensterilkan gas-keluaran yang meninggalkan fermentor. Dalam kasus ini, tujuannya adalah untuk mencegah pelepasan organisme ke atmosfer yang masuk dalam aerosol di bagian penutup dari reaktor.

## **KEGIATAN BELAJAR 2**

### **PERPINDAHAN PANAS**

Dalam bioproses, pertukaran panas paling sering terjadi di antara cairan. Peralatan disediakan untuk memungkinkan perpindahan panas sekaligus mencegah kontak cairan secara fisik satu sama lain. Pada kebanyakan penukar panas, panas ditransfer melalui dinding logam padat yang memisahkan aliran fluida. Luas permukaan yang cukup disediakan sehingga laju perpindahan panas yang diinginkan bisa tercapai. Perpindahan panas difasilitasi oleh agitasi dan aliran fluida turbulen.

Dua aplikasi perpindahan panas biasa dilakukan dalam operasi bioreaktor. Yang pertama adalah sterilisasi *batch in situ* media cair. Dalam proses ini, bejana fermentasi yang mengandung media dipanaskan menggunakan *steam* dan ditahan pada suhu sterilisasi untuk jangka waktu tertentu.



**Gambar 6.6** Konfigurasi perpindahan panas untuk bioreaktor: (a) bejana jaket; (b) koil eksternal; (c) koil heliks internal; (d) kumpulan tipe baffle internal; (e) penukar panas eksternal.

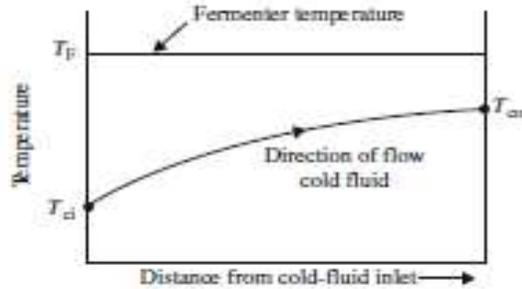
Air pendingin kemudian digunakan untuk membawa suhu kembali ke kondisi operasi normal. Penerapan perpindahan panas lainnya adalah untuk pengendalian suhu selama operasi fermentator. Sebagian besar fermentasi berlangsung dalam kisaran 30 sampai 37°C, kontrol suhu yang ketat sampai sekitar 1°C diperlukan. Karena aktivitas metabolisme sel menghasilkan sejumlah besar panas, panas ini harus dihilangkan agar suhu tidak naik. Dalam operasi berskala besar, air pendingin digunakan untuk mencapai kontrol suhu. Dalam fermentor skala kecil, kebutuhan pertukaran panas berbeda karena rasio luas permukaan terhadap volume jauh lebih besar dan kehilangan panas melalui dinding bejana lebih signifikan. Akibatnya, fermentasi skala laboratorium sering membutuhkan pemanasan daripada pendinginan. Reaktor enzim juga memerlukan pemanasan untuk menjaga suhu optimum.

Peralatan yang digunakan untuk pertukaran panas di bioreaktor biasanya mengambil salah satu bentuk yang diilustrasikan pada Gambar 6.6. Luas permukaan yang tersedia untuk perpindahan panas lebih rendah pada jaket eksternal dan desain koil pada Gambar 6.6 (a) dan (b) daripada bila koil internal terendam dalam isi reaktor. Jaket eksternal menyediakan area perpindahan panas yang cukup untuk bioreaktor skala kecil dan laboratorium; Namun pada umumnya tidak memadai untuk fermentasi skala besar. Koil internal (Gambar

6.6 (c) dan (d)) sering digunakan di bejana produksi, koil dapat dioperasikan dengan kecepatan air pendingin yang tinggi dan seluruh permukaan tabung terisi ke reaktor yang menyediakan area perpindahan panas yang relatif besar.

Kelemahan dengan struktur internal akan mengganggu pencampuran di bejana dan membuat pembersihan reaktor menjadi sulit. Masalah lain adalah pertumbuhan *film* sel pada permukaan perpindahan panas internal. Koil harus mampu menahan kenaikan tekanan, suhu dan mekanik yang dihasilkan di dalam fermentor selama sterilisasi dan agitasi. Kemungkinan pendingin tidak steril bocor dari sambungan logam yang retak pada koil pendingin secara signifikan meningkatkan risiko kontaminasi kultur. Karena masalah dengan koil internal, penggunaan jaket eksternal lebih disukai untuk kultur sel dengan kebutuhan pendinginan yang relatif rendah. Di sisi lain, fermentasi dengan beban panas tinggi mungkin memerlukan koil pendinginan internal bersamaan dengan jaket eksternal untuk mencapai tingkat pendinginan yang diperlukan. Unit pertukaran panas eksternal yang ditunjukkan pada Gambar 6.6 (e) tidak bergantung pada reaktor, mudah untuk ditingkatkan dan dapat memberikan kapasitas perpindahan panas yang lebih besar daripada konfigurasi lainnya. Namun, kondisi sterilitas harus dipenuhi, sel harus mampu menahan gaya geser yang dipaksakan saat memompa dan dalam fermentasi aerobik, waktu tinggal di penukar panas harus cukup kecil untuk memastikan media tidak kehabisan oksigen.

Bila koil internal seperti pada Gambar 6.6 (c) dan (d) digunakan untuk membawa air pendingin untuk menghilangkan panas dari fermentor, variasi suhu air dengan jarak koil adalah seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.7. Suhu air pendingin naik saat mengalir melalui tabung dan menahan panas dari larutan fermentasi. Suhu air meningkat secara teratur dari suhu masuk  $T_{ci}$  ke suhu keluaran  $T_{co}$ . Di sisi lain, jika kandungan fermentor dicampur dengan baik, gradien suhu dalam *bulk fluid* dapat diabaikan dan suhu fermentasi tetap seragam di  $T_F$ .

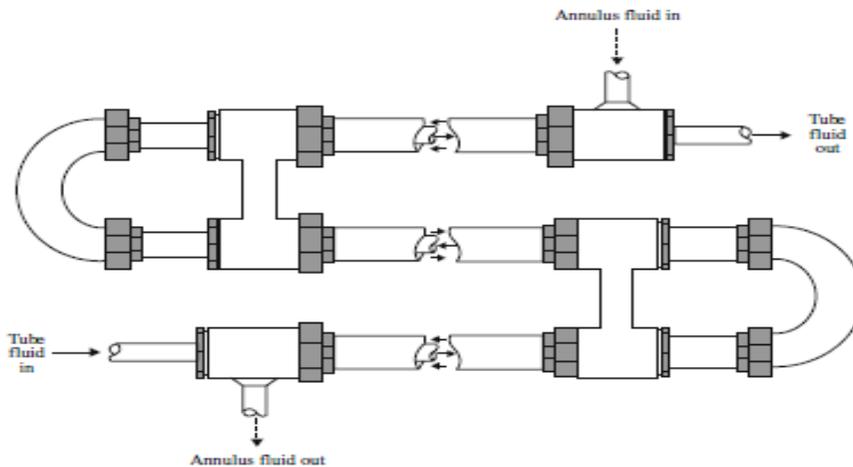


**Gambar 6.7** Perubahan suhu untuk mengendalikan suhu fermentasi menggunakan air pendingin.

## 6.5 PERALATAN UMUM UNTUK PERPINDAHAN PANAS

### *Double-Pipe Heat Exchanger*

*Double-pipe heat exchanger* terdiri dari dua pipa logam, satu di bagian dalam yang lainnya seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.8. Satu cairan mengalir melalui *inner tube* sementara cairan lainnya mengalir di *annular* antara dinding pipa. Bila salah satu cairan lebih panas dari yang lain, panas mengalir melalui dinding *inner tube* ke cairan lainnya. Akibatnya, cairan panas menjadi lebih dingin dan cairan dingin menjadi lebih hangat.

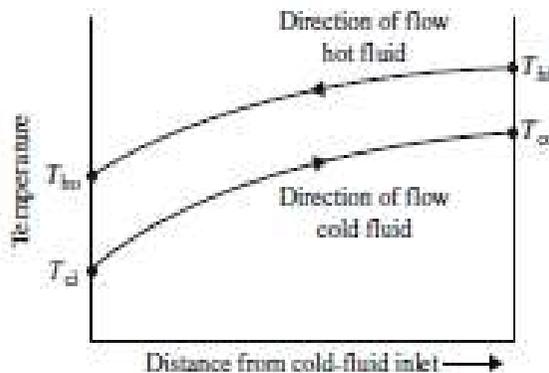


**Gambar 6.8** *Double-pipe heat exchanger*.

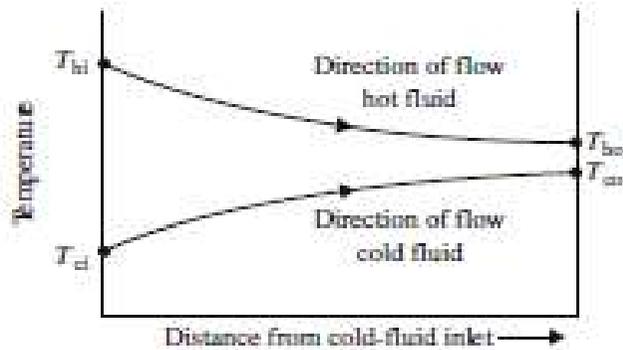
Dari A.S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus, and L.B. Andersen, 1980, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Wiley, New York.

*Double-pipe heat exchanger* dapat dioperasikan dengan aliran *counter current* atau *cocurrent*. Jika, seperti ditunjukkan pada Gambar 6.8, kedua cairan masuk ke ujung perangkat yang berlawanan dan melewati arah yang berlawanan melalui pipa, aliran aliran *counter current*. Fluida dingin yang memasuki peralatan bertemu cairan panas, dimana fluida dingin pada suhu terendah ditempatkan pada kontak panas dengan cairan panas juga pada suhu terendah. Perubahan suhu kedua cairan saat arus mengalir berlawanan melalui pipa ditunjukkan pada Gambar 6.9. Keempat suhu terminal adalah sebagai berikut:  $T_{hi}$  adalah suhu masuk cairan panas,  $T_{ho}$  adalah suhu keluaran cairan panas,  $T_{ci}$  adalah suhu masuk cairan dingin, dan  $T_{co}$  adalah suhu keluaran cairan dingin yang meninggalkan sistem. Tanda operasi yang efisien adalah  $T_{co}$  yang dekat dengan  $T_{hi}$ , atau  $T_{ho}$  yang dekat dengan  $T_{ci}$ .

Alternatif aliran *counter current* adalah aliran *cocurrent* atau paralel. Dalam mode operasi ini, kedua cairan masuk ke tabung masing-masing pada ujung yang sama dari penukar panas dan mengalir ke arah yang sama ke ujung yang lain. Kurva suhu untuk aliran *cocurrent* diberikan pada Gambar 6.10.



**Gambar 6.9** Perubahan suhu untuk aliran *countercurrent* pada *double-pipe heat exchanger*.



**Gambar 6.10** Perubahan suhu untuk aliran *cocurrent* pada *double-pipe heat exchanger*.

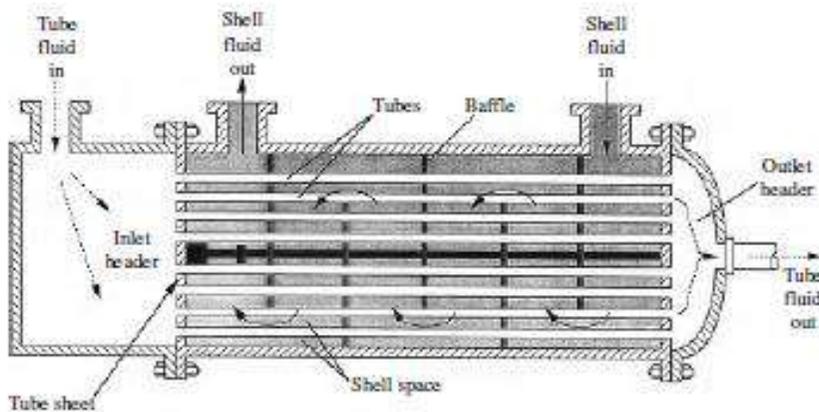
Bila luas permukaan yang besar dibutuhkan untuk mencapai laju perpindahan panas yang diinginkan, berat pipa luar menjadi sangat besar dari desain alternatif, *shell-and-tube heat exchanger* adalah pilihan yang lebih baik dan lebih ekonomis. Sebagai patokan, jika area perpindahan panas di antara cairan harus lebih dari 10 sampai 15 m<sup>2</sup>, diperlukan *shell-and-tube heat exchanger*.

### ***Shell-and-Tube Heat Exchangers***

*Shell and tube heat exchanger* digunakan untuk memanaskan dan mendinginkan semua jenis cairan. Mereka memiliki keuntungan karena mengandung area permukaan yang sangat besar dalam volume yang relatif kecil. Bentuk paling sederhana, yang disebut *single-pass shell-and-tube heat exchanger*, diilustrasikan pada Gambar 6.11. Perhatikan perangkat Gambar 6.11 untuk pertukaran panas dari satu fluida ke cairan lainnya. Sistem perpindahan panas dibagi menjadi dua bagian: bundel tabung yang berisi pipa yang melaluinya satu aliran fluida, dan cangkang atau rongga dimana cairan lainnya mengalir. Cairan panas atau dingin bisa dimasukkan ke dalam tabung atau cangkangnya. Dalam *single-pass exchanger*, cairan cangkang dan tabung melewati panjang peralatan hanya satu kali. Cairan yang menuju ke dalam tabung masuk ke *inlet header*. *Header* dibagi dari bagian peralatan lainnya dengan selebar tabung. Bentuk lembar tabung ditunjukkan pada Gambar 6.12. Ini merupakan pandangan akhir dari penukar panas dari dalam *header*. Tabung terbuka dipasang ke dalam lembaran tabung sehingga cairan di *header*, yang

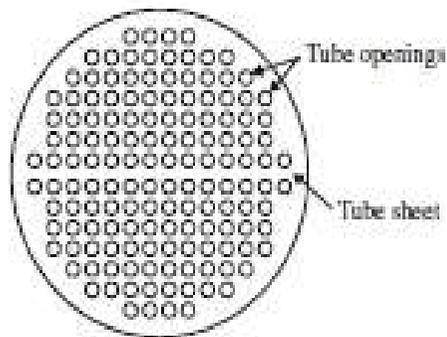
dicegah masuk ke rongga utama penukar dengan selempar tabung, harus masuk ke dalam tabung. Cairan sisi tabung meninggalkan penukar panas melalui *header* lain di keluaran. Cairan sisi *shell* memasuki rongga internal penukar dan mengalir mengelilingi bagian luar tabung ke arah yang sebagian besar berlawanan dengan cairan tabung. Panas ditukar di dinding tabung dari cairan panas ke cairan dingin.

Seperti ditunjukkan pada Gambar 6.11, *baffle* dipasang di *shell* untuk mengalihkan cairan di *shell* sehingga mengalir secara sejajar dengan tabung, dan untuk mengurangi luas penampang untuk aliran. Kedua efek ini meningkatkan turbulensi pada cairan di *shell*, yang meningkatkan laju perpindahan panas. Panjang tabung dalam *single-pass heat exchanger* menentukan luas permukaan yang tersedia untuk perpindahan panas oleh karena itu, laju di mana panas dapat ditukar.



**Gambar 6.11** *Single-pass shell-and-tube heat exchanger.*

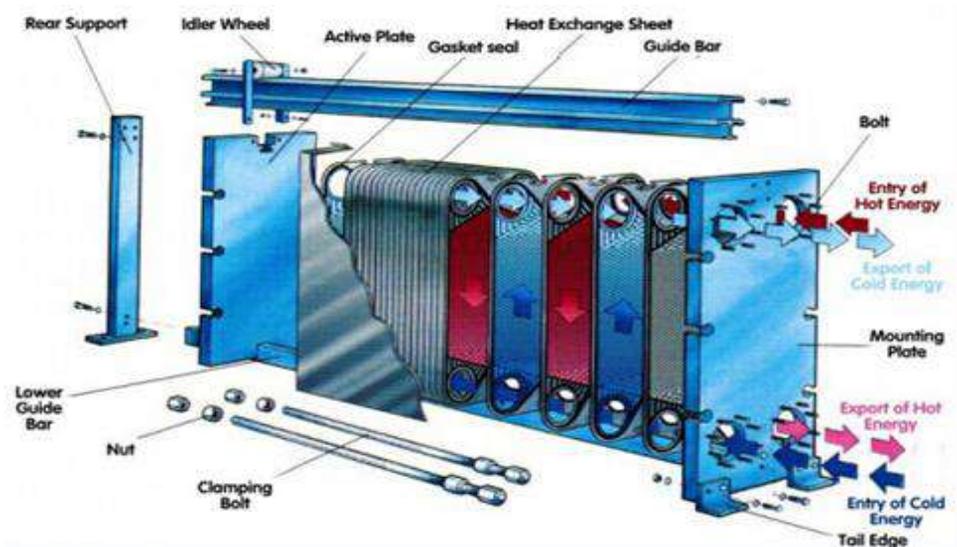
Dari A.S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus, and L.B. Andersen, 1980, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Wiley, New York.



**Gambar 6.12** Lembar tabung untuk *shell-and-tube heat exchanger*

### ***Plate and Frame Heat Exchanger***

*Plate and Frame Heat Exchanger* adalah suatu tipe *Heat Exchanger* yang menggunakan pelat sebagai tempat perpindahan panas di antara dua fluida. Suatu gasket dari suatu *Plate and Frame Heat Exchanger* berfungsi untuk menghindari bercampurnya fluida panas dan fluida dingin. Gasket diapit di antara pelat dan menyegel pelat di sekeliling tepi pelat tersebut. Pelat dari *Heat Exchanger* ini normalnya memiliki ketebalan berkisar antara 0,5 hingga 3 mm dan jarak antara tiap pelat antara 1,5 hingga 5 mm. Luas permukaan pelat tersebut berkisar antara 0,03 hingga 1,5 m<sup>2</sup>, dengan rasio lebar/panjang antara 2 sampai 3. Luas permukaan *Plate and Frame Heat Exchanger* bervariasi dari yang paling kecil sebesar 0,03 m<sup>2</sup> sampai dengan yang paling besar yaitu 1500 m<sup>2</sup>. Laju alir maksimum fluida yang diizinkan terbatas hingga 2500 m<sup>3</sup>/jam.



**Gambar 6.13** *Plate and Frame Heat Exchanger*

Kelebihan dan kekurangan dari *Plate and Frame Heat Exchanger* jika dibandingkan dengan *Heat Exchanger Shell and Tube* konvensional adalah sebagai berikut :

*Kelebihan:*

1. Pelat lebih banyak diminati ketika harga material tinggi
2. *Plate and Frame Heat Exchanger* mudah dirawat
3. Pendekatan temperatur terendah yang masih bisa digunakan hingga  $1^{\circ}\text{C}$  dibandingkan dengan *Heat Exchanger Shell and Tube* yang sebesar  $5 - 10^{\circ}\text{C}$ .
4. *Plate and Frame* lebih fleksibel, dapat dengan mudah pelatnya ditambah
5. *Plate and Frame Heat Exchanger* lebih tepat digunakan untuk material yang memiliki viskositas yang tinggi
6. *Temperature correction factor, Ft*, akan lebih tinggi karena alirannya lebih mendekati aliran Counter Current yang sesungguhnya.
7. Fouling cenderung lebih kecil kemungkinan terjadi.

*Kekurangan :*

1. Pelat merupakan bentuk yang kurang baik untuk menahan tekanan. *Plate and Frame Heat Exchanger* tidak sesuai digunakan untuk tekanan lebih dari 30 bar.
2. Pemilihan material gasket yang sesuai sangatlah penting
3. Maksimum temperatur operasi terbatas hingga 250 °C dikarenakan performa dari material gasket yang sesuai.

*Plate and Frame Heat Exchanger* digunakan secara luas di industri makanan dan minuman, karena pada industri tersebut sering melakukan inspeksi dan pembersihan. Penggunaan dari *Plate and Frame Heat Exchanger* ini tergantung dari biaya relatif dibandingkan dengan Heat Exchanger shell and tube konvensional.

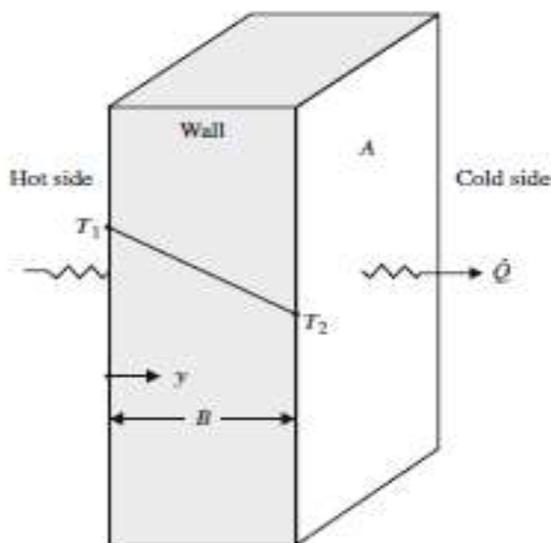
## **6.6 MEKANISME PERPINDAHAN PANAS**

Perpindahan panas terjadi dari satu atau lebih dari tiga mekanisme berikut.

- Konduksi. Konduksi panas terjadi dengan transfer energi getaran antar molekul, atau pergerakan elektron bebas. Konduksi sangat penting dalam logam dan terjadi tanpa pergerakan benda yang dapat diamati.
- Konveksi. Konveksi membutuhkan gerakan pada skala makroskopis; Oleh karena itu terbatas pada gas dan cairan. Konveksi alami terjadi ketika gradien suhu dalam sistem menghasilkan perbedaan densitas yang menghasilkan aliran arus. Dalam konveksi paksa, aliran arus digerakkan oleh agen eksternal seperti pengaduk atau pompa dan tidak bergantung pada gradien densitas. Tingkat perpindahan panas yang lebih tinggi dimungkinkan dengan konveksi paksa dibandingkan dengan konveksi alami.
- Radiasi. Energi terpancar dari semua bahan dalam bentuk gelombang. Bila radiasi ini diserap oleh materi, nampaknya panas. Karena radiasi penting pada suhu yang jauh lebih tinggi daripada biasanya yang ditemui dalam pengolahan biologis, maka radiasi tidak akan dipertimbangkan lebih jauh.

## 6.7 KONDUKSI

Pada sebagian besar peralatan perpindahan panas, panas ditukar antara cairan yang dipisahkan oleh dinding padat. Perpindahan panas melalui dinding terjadi dengan konduksi. Pada bagian ini kita mempertimbangkan persamaan yang menggambarkan tingkat konduksi sebagai fungsi dari variabel operasi.



**Gambar 6.14** Konduksi Panas Melalui Dinding Datar.

Konduksi panas melalui dinding padat homogen digambarkan pada Gambar 6.14. Dindingnya memiliki ketebalan  $B$ ; Di satu sisi dinding, suhu adalah  $T_1$  dan di sisi lain suhunya adalah  $T_2$ . Luas dinding yang terpapar pada setiap suhu adalah  $A$ . Tingkat konduksi panas melalui dinding diberikan oleh hukum Fourier:

$$\hat{Q} = -k A \frac{dT}{dy} \quad [6.10]$$

Dimana  $\hat{Q}$  adalah laju perpindahan panas,  $k$  adalah konduktivitas panas dinding,  $A$  adalah luas permukaan yang tegak lurus terhadap arah aliran panas,  $T$  adalah suhu, dan  $y$  adalah jarak yang diukur normal terhadap  $A$ .  $dT/dy$  adalah Gradien suhu, atau perubahan suhu dengan jarak melalui dinding. Tanda negatif di Pers. [6.10] menunjukkan bahwa panas selalu mengalir dari panas ke dingin terlepas dari apakah  $dT/dy$  positif atau negatif. Untuk menggambarkan hal ini, bila gradien suhu relatif negatif terhadap koordinat  $y$  (seperti yang ditunjukkan pada

Gambar 6.14), aliran panas pada arah y positif; Sebaliknya, jika gradien positif (yaitu,  $T_1 < T_2$ ), panas akan mengalir ke arah y negatif.

Hukum Fourier juga dapat diekspresikan dalam bentuk fluks panas,  $\hat{q}$ . Fluks panas didefinisikan sebagai laju perpindahan panas per satuan luas normal terhadap arah aliran panas. Oleh karena itu, dari Pers. [6.10]

$$\hat{q} = -k \frac{dT}{dy} \quad [6.11]$$

**Tabel 6.2** Konduktivitas Termal

Bahan	Suhu(°C)	K	
		(W m <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup> )	(Btu h <sup>-1</sup> ft <sup>-1</sup> °F <sup>-1</sup> )
<b>Padatan: Logam</b>			
Aluminium	300	230	133
Bronze	-	189	109
Copper	100	377	218
Iron (cast)	53	48	27.6
Iron (wrought)	18	61	35
Lead	100	33	19
Stainless steel	20	16	9.2
Steel (1% C)	18	45	26
<b>Padatan: Bukan Logam</b>			
Asbestos	0	0.16	0.09
	100	0.19	0.11
	200	0.21	0.12
Bricks (building)	20	0.69	0.40
Cork	30	0.043	0.025
Cotton wool	30	0.050	0.029
Glass	30	1.09	0.63
Glass wool	-	0.041	0.024
Rubber (hard)	0	0.15	0.087
<b>Cairan</b>			
Acetic acid (50%)		0.35	0.20
Ethanol (80%)		0.24	0.137
Glycerol (40%)		0.45	0.26
Water	30	0.62	0.356
	60	0.66	0.381
<b>Gas</b>			
Air	0	0.024	0.014

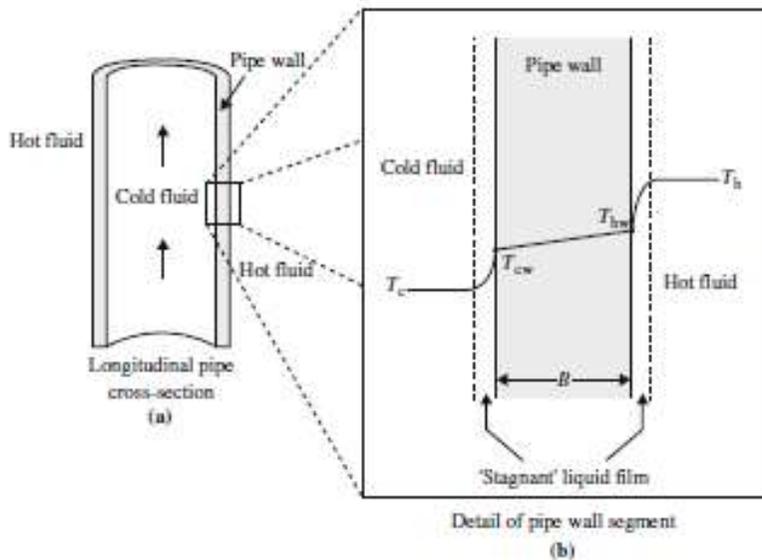
	100	0.031	0.018
Carbon Dioxide	0	0.015	0.0085
Nitrogen	0	0.024	0.0138
Oxygen	0	0.024	0.0141
Water vapour	100	0.025	0.0145

Catatan: untuk mengubah dari  $W m^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$  ke  $\text{Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-1} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$ , kalikan dengan 0.578.

Dari J.M. Coulson, J.F. Richardson, J.R. Backhurst, and J.H. Harker, 1999, Coulson and Richardson's Chemical Engineering, vol. 1, sixth ed., Butterworth-Heinemann, Oxford

## 6.8 Perpindahan Panas Antar Cairan

Konveksi dan konduksi keduanya memainkan peran penting dalam perpindahan panas dalam cairan. Gambar 6.15 menggambarkan situasi perpindahan panas pada setiap titik pada dinding pipa penukar panas. Gambar 6.15 (a) mengidentifikasi segmen dinding pipa yang memisahkan fluida panas dan dingin; Gambar 6.15 (b) menunjukkan detail sifat cairan yang diperbesar di dinding. Cairan panas dan dingin mengalir di kedua sisi dinding; Kita akan mengasumsikan bahwa kedua cairan tersebut dalam aliran turbulen. Suhu *bulk fluid* panas dari dinding adalah  $T_h$ ;  $T_c$  adalah suhu *bulk fluid* dari cairan dingin.  $T_{hw}$  dan  $T_{cw}$  adalah suhu masing-masing cairan panas dan dingin di dinding.



**Gambar 6.15** Representasi grafis perpindahan panas antara cairan yang dipisahkan oleh dinding pipa: (a) penampang pipa longitudinal yang mengidentifikasi segmen dinding pipa; (b) detail diperbesar dari segmen dinding pipa yang menunjukkan lapisan batas dan gradien suhu di dinding.

### 6.8.1 Koefisien Perpindahan Panas Individu

Pertukaran panas antara cairan pada Gambar 6.15 menemukan tiga resistensi utama dalam rangkaian: resistansi film fluida panas di dinding, tahanan terhadap dinding itu sendiri, dan resistansi film fluida dingin. Tingkat perpindahan panas melalui masing-masing lapisan batas termal dalam cairan untuk konduksi pada keadaan *steady state*:

$$\hat{Q} = h A \Delta T \quad [6.12]$$

Dimana  $h$  adalah koefisien perpindahan panas individu,  $A$  adalah daerah untuk perpindahan panas yang normal ke arah aliran panas, dan  $\Delta T$  adalah perbedaan suhu antara dinding dan arus *bulk*.  $\Delta T = T_h - T_{hw}$  untuk film fluida panas;  $\Delta T = T_{cw} - T_c$  untuk film fluida fluida.

Menurut prinsip tingkat umum, laju perpindahan panas  $\hat{Q}$  pada setiap lapisan batas fluida dapat ditulis sebagai rasio dari perbedaan suhu motor

penggerak dan tahanan, oleh karena itu, dari Pers. [6.12], kedua resistansi terhadap perpindahan panas di kedua sisi dinding pipa adalah:

$$R_h = \frac{1}{h_h A} \quad [6.13]$$

**Tabel 6.3** Koefisien Perpindahan Panas Individual

Proses	Rentang nilai h	
	(W m <sup>-2</sup> °C <sup>-1</sup> )	(Btu h <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup> )
Forced convection		
Heating or cooling air	10 – 500	2 – 100
Heating or cooling water	100 – 20000	20 – 4000
Heating or cooling oil	60 – 2000	10 – 400
Boiling water flowing		
In a tube	5000 – 100000	880 – 17600
In a tank	2500 – 35000	6200
Condensing steam, 1 atm		
On vertical surfaces	4000 – 11300	700 – 2000
Outside horizontal tubes	9500 – 25000	1700 – 4400
Condensing organic vapour	1100 – 2200	200 – 400
Superheating steam	30 – 110	5 – 20

Catatan: Untuk merubah dari W m<sup>-2</sup> °C<sup>-1</sup> ke Btu h<sup>-1</sup> ft<sup>-2</sup> °F<sup>-1</sup>, kalikan dengan 0.176.

Data dari L.C. Thomas, 1992, Heat Transfer, Prentice Hall, Upper Saddle River, NJ.; J.P. Holman, 1997, Heat Transfer, 8th ed., McGraw-Hill, New York; and W.H. McAdams, 1954, Heat Transmission, 3rd ed., McGraw-Hill, New York.

dan

$$R_c = \frac{1}{h_c A} \quad [6.14]$$

Dimana R<sub>h</sub> adalah resistansi terhadap perpindahan panas pada cairan panas, R<sub>c</sub> adalah resistansi terhadap perpindahan panas pada fluida dingin, h<sub>h</sub> adalah koefisien perpindahan panas individual untuk fluida panas, h<sub>c</sub> adalah koefisien perpindahan panas individu untuk fluida dingin, dan A adalah luas permukaan untuk perpindahan panas.

## 6.8.2 Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan

Penerapan Pers. [6.12] untuk menghitung laju perpindahan panas di setiap lapisan batas memerlukan nilai  $\Delta T$  untuk setiap fluida. Ini biasanya sulit karena kita tidak tahu  $T_{hw}$  and  $T_{cw}$ ; Jauh lebih mudah dan lebih akurat untuk mengukur suhu *bulk fluid* daripada suhu di dinding. Masalah ini diatasi dengan memperkenalkan koefisien perpindahan panas secara keseluruhan  $U$ , untuk proses perpindahan panas keseluruhan melalui lapisan batas fluida dan dinding.  $U$  didefinisikan oleh persamaan:

$$\hat{Q} = U A \Delta T \quad [6.15]$$

Dimana  $\Delta T$  adalah perbedaan suhu secara keseluruhan antara cairan panas dan dingin. Satuan  $U$  sama dengan  $h$  ( $W m^{-2} K^{-1}$  atau  $Btu h^{-1} ft^{-2} \circ F^{-1}$ ). Persamaan [6.15] ditulis dalam bentuk rasio gaya penggerak  $\Delta T$  dan resistansi menghasilkan bentuk untuk daya tahan total terhadap perpindahan panas,  $R_T$ :

$$R_T = \frac{1}{U A} \quad [6.16]$$

Ketika tahanan termal terjadi secara seri, resistansi total adalah jumlah dari resistansi individu. Dengan menerapkan hal ini pada situasi pertukaran panas antara cairan,  $R_T$  sama dengan jumlah  $R_h$ ,  $R_w$ , dan  $R_c$ :

$$R_T = R_h + R_w + R_c \quad [6.17]$$

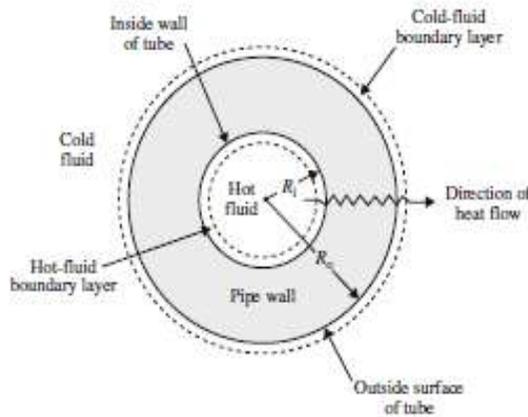
Gabungkan Pers. (6.14), (6.15), (6.16), dan (6.17) memberikan:

$$\frac{1}{U A} = \frac{1}{h_h A} + \frac{B}{k A} + \frac{1}{h_c A} \quad [6.18]$$

Di Pers. (6.18), luas permukaan  $A$  muncul dalam setiap masa. Bila cairan dipisahkan oleh dinding datar, luas permukaan untuk perpindahan panas melalui masing-masing lapisan batas dan dindingnya sama, sehingga  $A$  dapat dihilangkan dari persamaan. Namun, kesulitan kecil timbul untuk bentuk silinder seperti pipa. Mari kita asumsikan bahwa cairan panas mengalir di dalam pipa saat fluida dingin mengalir keluar, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.16. Karena diameter dalam pipa lebih kecil dari diameter luar, area permukaan untuk perpindahan panas antara fluida dan dinding pipa berbeda untuk dua cairan. Luas permukaan dinding silinder sama dengan luas lingkaran dikalikan dengan panjangnya:

$$A = 2 \pi R L \quad [6.19]$$

Dimana R adalah jari-jari silinder dan L adalah panjangnya. Oleh karena itu, daerah perpindahan panas pada lapisan batas fluida panas di dalam tabung adalah  $A_i = 2\pi R_i L$ ; Daerah perpindahan panas pada lapisan batas fluida dingin di luar tabung adalah  $A_o = 2\pi R_o L$ . Luas permukaan yang tersedia untuk konduksi melalui dinding bervariasi antara  $A_i$  dan  $A_o$ .



**Gambar 6.16** Pengaruh ketebalan dinding pipa pada luas permukaan untuk perpindahan panas.

Variasi daerah perpindahan panas pada sistem silindris bergantung pada ketebalan dinding pipa. Untuk dinding tipis, variasinya akan relatif kecil karena  $R_i$  mirip dengan  $R_o$ . Dalam teknik desain, variasi luas permukaan dimasukkan ke dalam persamaan untuk perpindahan panas. Namun, demi kesederhanaan, kami akan mengabaikan perbedaan di area permukaan. Dengan demikian, untuk bentuk silinder dan datar, kita dapat menghilangkan A dari Persamaan. (6.18) dan tuliskan persamaan yang disederhanakan untuk U:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_h} + \frac{B}{k} + \frac{1}{h_c} \quad [6.20]$$

Koefisien perpindahan panas keseluruhan mencirikan sifat fisik sistem dan kondisi operasi yang digunakan untuk perpindahan panas. Nilai U kecil untuk proses tertentu berarti sistem hanya memiliki kemampuan terbatas untuk mentransfer panas. U dapat ditingkatkan dengan memanipulasi variabel operasi

seperti kecepatan fluida pada penukar panas atau kecepatan pengaduk bioreaktor. Perubahan ini mempengaruhi nilai  $h_c$  atau  $h_h$ . Nilai  $U$  bebas dari  $A$ . Untuk mencapai tingkat transfer panas tertentu dalam penukar panas dengan  $U$  kecil, area perpindahan panas harus relatif besar.

## 6.9 PERANCANGAN PERALATAN UNTUK SISTEM PERPINDAHAN PANAS

Persamaan dasar untuk desain penukar panas adalah Persamaan. (6.15). Jika  $U$ ,  $\Delta T$ , dan  $\hat{Q}$  diketahui, persamaan ini memungkinkan kita untuk menghitung  $A$ . Spesifikasi  $A$  adalah tujuan utama dari desain penukar panas; Area permukaan menentukan konfigurasi dan ukuran peralatan dan biayanya. Pada bagian berikut, kita akan mempertimbangkan prosedur untuk menentukan  $U$ ,  $\Delta T$ , dan  $\hat{Q}$  untuk digunakan dalam Pers. (6.15).

### 6.9.1 Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas

Nilai  $U$  dapat ditentukan sebagai kombinasi dari koefisien perpindahan panas film individual, sifat dinding pemisah, dan jika ada faktor foulingnya. Nilai koefisien perpindahan panas individual  $h_h$  dan  $h_c$  bergantung pada ketebalan lapisan batas fluida, yang bergantung pada kecepatan aliran dan sifat fluida seperti viskositas dan konduktivitas panas.

**Tabel 6.4** Faktor fouling untuk lapisan kerak

Sumber dari Endapan	faktor Fouling	
	( $W m^{-2} \text{ } ^\circ C^{-1}$ )	( $Btu h^{-1} ft^{-2} \text{ } ^\circ F^{-1}$ )
Water (temperatures up to 52°C, velocities over 1 m s <sup>-1</sup> )		
River water	2800	500
City or well water	5700	1000
Hard water	1900	330
Brackish water	5700	1000
Untreated cooling tower water	1900	330
Seawater	11400	2000
Steam		
Good quality, oil free	11400	2000
Liquids		
Industrial organic	5700	1000
Caustic solutions	2800	500

Vegetable oil	1900	330
Fuel oil	1100	200
Gases		
Compressed air	2800	500
Solvent vapour	5700	1000

Catatan: Untuk merubah dari  $W m^{-2} \text{ } ^\circ C^{-1}$  ke  $Btu h^{-1} ft^{-2} \text{ } ^\circ F^{-1}$ , kalikan dengan 0.176.

Data dari A.C. Mueller, 1985, Process heat exchangers. In: Handbook of Heat Transfer Applications, 2nd ed., W.M. Rohsenow, J.P. Hartnett, and E.N. Ganic (Eds.), pp. 4-78-4-173, McGraw-Hill, New York.

Meningkatnya tingkat turbulensi dan penurunan viskositas akan mengurangi ketebalan *film* cair dan karenanya meningkatkan koefisien perpindahan panas.

Koefisien perpindahan panas individu untuk aliran dalam pipa dan bejana pengaduk dapat dievaluasi dengan menggunakan korelasi empiris yang dinyatakan dalam bentuk bilangan tak berdimensi. Bentuk umum korelasi untuk koefisien perpindahan panas adalah:

$$N_u = f \left( R_e, \text{ or } Re_i, P_r, G_r \frac{D \mu_b}{L \mu_w} \right) \quad [6.21]$$

dimana f merupakan 'fungsi dari', sehingga:

$$N_u = \text{Nusselt number} = \frac{h D}{k_{fb}} \quad [6.22]$$

$$R_e = \text{Reynolds number for pipe flow} = \frac{D u \rho}{\mu_b} \quad [6.23]$$

$$Re_i = \text{impeller Reynolds number} = \frac{N_i D_i^2 \rho}{\mu_b} \quad [6.24]$$

$$P_r = \text{Prandtl number} = \frac{C_p \mu_b}{k_{fb}} \quad [6.25]$$

dan

$$G_r = \text{Grashof number for heat transfer} = \frac{D^3 g \rho^2 \beta \Delta T}{\mu_b^2} \quad [6.26]$$

Parameter di Pers. (6.21) sampai (6.26) adalah sebagai berikut: h adalah koefisien perpindahan panas individu, D adalah diameter pipa atau tangki,  $k_{fb}$  adalah konduktivitas panas *bulk fluid*, u adalah kecepatan linier fluida dalam pipa,  $\rho$  adalah densitas rata-rata cairan,  $\mu_b$  adalah viskositas *bulk fluid*,  $N_i$  adalah kecepatan rotasi impeller,  $D_i$  adalah diameter impeller,  $C_p$  adalah kapasitas

panas rata-rata cairan,  $g$  adalah percepatan gravitasi,  $\beta$  adalah koefisien ekspansi termal cairan,  $\Delta T$  adalah variasi suhu fluida dalam sistem,  $L$  adalah panjang pipa, dan  $\mu_w$  adalah viskositas cairan di dinding.

Aplikasi perpindahan panas yang paling umum adalah sebagai berikut:

- Aliran panas ke atau dari cairan di dalam tabung tanpa perubahan fasa
- Aliran panas ke atau dari cairan di luar tabung tanpa perubahan fasa
- Aliran panas dari cairan kondensasi
- Aliran panas ke cairan mendidih

### Aliran dalam tabung tanpa perubahan fase

Ada beberapa korelasi yang dapat diterima secara luas untuk konveksi paksa di tabung. Koefisien perpindahan panas untuk aliran fluida di dalam tabung dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$N_u = 0.023 R_e^{0.8} P_r^{0.4} \quad [6.27]$$

Persamaan (6.27) berlaku untuk pemanasan atau pendinginan cairan dalam tabung, dan berlaku untuk  $R_e > 2100$  (aliran turbulen) dan untuk cairan dengan viskositas tidak lebih dari 2 mPa s. Semua sifat fisik yang digunakan untuk menghitung  $N_u$ ,  $R_e$ , dan  $P_r$  ditentukan pada suhu *bulk* rata-rata fluida,  $(T_i + T_o) / 2$ , dimana  $T_i$  adalah suhu masuk dan  $T_o$  adalah suhu keluaran.

Jika tabung dililitkan dalam bentuk heliks, misalnya untuk membuat koil pendingin untuk bioreaktor, koefisien perpindahan panas agak lebih besar dari yang diberikan oleh Persamaan. (6.27). Namun, karena pengaruhnya relatif kecil, untuk penyederhanaan kita akan mempertimbangkan Pers. (6.27) cocok untuk koil serta tabung lurus.

### CONTOH 6.2 KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS SISI TABUNG

Sebuah *single-pass shell-and-tube heat exchanger* digunakan untuk memanaskan larutan garam encer untuk kromatografi protein skala besar. Larutan garam melewati 42 tabung paralel di dalam penukar panas dengan laju volumetrik total  $25,5 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ; Diameter dalam tabung adalah 1,5 cm dan panjang tabung adalah 4 m. Viskositas larutan garam  $10^{-3} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$ , densitasnya 1010

kg m<sup>-3</sup>, kapasitas panas rata-rata adalah 4 kJ kg<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup>, dan konduktivitas panas adalah 0,64 W m<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup>. Hitung koefisien perpindahan panas sisi tabung.

Penyelesaian :

Pertama kita harus mengevaluasi  $R_e$  dan  $P_r$ . Semua nilai parameter untuk perhitungan kelompok berdimensi ini diketahui kecuali  $u$ , kecepatan fluida linier.  $U$  diperoleh dengan membagi laju aliran volumetrik cairan dengan luas penampang total untuk aliran.

Luas penampang total untuk aliran = jumlah tabung x luas penampang melintang

$$\begin{aligned} & \text{dari masing-masing tabung} \\ & = 42(\pi R^2) \\ & = 42 \mu \left( \frac{1,5 \times 10^{-2} \text{ m}}{2} \right)^2 \\ & = 7,42 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} u &= \frac{\text{volumetric flow rate}}{\text{total cross-sectional area for flow}} = \frac{25,5 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}}{7,42 \times 10^{-3} \text{ m}^2} \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right| \\ &= 0,95 \text{ m s}^{-1} \end{aligned}$$

Dari pers. (6.23):

$$R_e = \frac{D u \rho}{\mu_b} = \frac{1,5 \times 10^{-2} \text{ m} (0,95 \text{ m s}^{-1}) (1.010 \text{ kg m}^{-3})}{10^{-3} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}} = 1,44 \times 10^4$$

Dari pers. (6.25):

$$P_r = \frac{4 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1} (10^{-3} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1})}{0,64 \text{ J s}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}} = 6,25$$

Sebagai  $R_e > 2100$  dan viskositasnya kurang dari 2 mPa s, kondisi untuk penerapan Persamaan. (6.27) sudah sesuai, karena itu:

$$N_u = 0,023 (1,44 \times 10^4)^{0,8} (6,25)^{0,4} = 101,6$$

Menghitung  $h$  dari nilai  $N_u$  ini dari Pers. (6.22):

$$h = \frac{N_u k_{fb}}{D} = \frac{101,6 (0,64 \text{ W m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1})}{1,5 \times 10^{-2} \text{ m}} = 4.335 \text{ W m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

Koefisien perpindahan panasnya adalah 4,3 kW m<sup>-2</sup> °C<sup>-1</sup>.

Untuk cairan yang sangat kental, karena variasi suhu melintasi lapisan batas termal, mungkin ada perbedaan yang signifikan antara viskositas fluida dalam *bulk fluid* dan viskositas cairan yang berdekatan dengan dinding. Bentuk yang dimodifikasi dari Pers. (6.27) mencakup istilah koreksi viskositas:

$$N_u = 0.027 R_e^{0.8} P_r^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad [6.28]$$

Dimana  $\mu_b$  adalah viskositas cairan *bulk* dan  $\mu_w$  adalah viskositas cairan di dinding.

### Arus melintasi Tube Tunggal tanpa Perubahan Fase

Korelasi untuk koefisien perpindahan panas rata-rata untuk aliran gas atau cairan melintasi tabung silindris adalah:

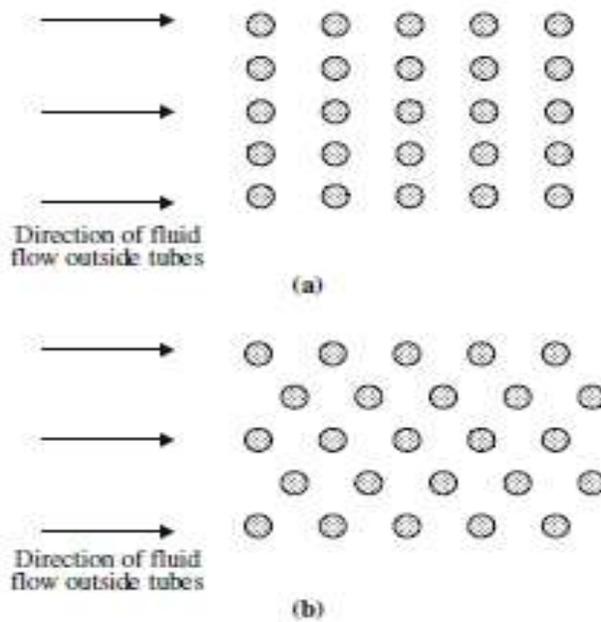
$$N_u = C R_e^n P_r^{0.33} \quad [6.29]$$

Dimana C dan n adalah konstanta tergantung pada bilangan Reynolds seperti yang tercantum pada Tabel 6.5.  $R_e$  dievaluasi dari Pers. (6.23) dengan D sama dengan diameter luar tabung dan menggunakan kecepatan linier dan sifat fluida yang mengalir melintasi tabung. Untuk aliran di luar tabung, D dalam  $N_u$  juga menjadi diameter tabung luar. Sifat fisik dihitung pada suhu *film* rata-rata fluida, yang merupakan rata-rata suhu *bulk fluid* rata-rata dan suhu pada permukaan tabung.

**Tabel 6.5** Nilai Konstanta C dan n dalam Pers. (6.29)

$R_e$	C	N
0.4 – 4	0.989	0.330
4 – 40	0.911	0.385
40 – 4000	0.683	0.466
4000 - $4 \times 10^4$	0.193	0.618
$4 \times 10^4$ - $4 \times 10^5$	0.0266	0.805

Dari J.P. Holman, 1997, Heat Transfer, 8th ed., McGraw-Hill, New York.



**Gambar 6.17** Konfigurasi tabung pada *shell-and-tube Heat Exchanger*: (a) tabung 'in line'; (b) tabung 'staggered'.

Tabung di dalam penukar panas dapat diatur 'in line' seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.17 (a), atau 'staggered' seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6.17 (b). Tingkat turbulensi jauh lebih rendah untuk tabung 'in line' dari pada tabung 'staggered'. Karena daerah yang mengalir melintasi pinggir 'staggered' tabung terus berubah, ini adalah sistem yang sulit untuk dianalisis.

Korelasi berikut telah diusulkan untuk aliran fluida pada sudut siku-siku ke pinggir tabung lebih dari 10 baris dalam:

$$N_u = F Re_{max}^m Pr^{0.34} \quad [6.30]$$

**Tabel 6.6** Nilai konstanta F dan m dalam Pers. (6.30)

Re max	'In Line' tube array		'Staggered' tube array	
	F	M	F	M
10 – 300	0.742	0.431	1.309	0.360
300 - 2 x 10 <sup>5</sup>	0.211	0.651	0.273	0.635
2 x 10 <sup>5</sup> - 2 x 10 <sup>6</sup>	0.116	0.700	0.124	0.700

Dari G.F. Hewitt, G.L. Shires, and T.R. Bott, 1994, Process Heat Transfer, CRC Press, Boca Raton, FL.

Di Pers. [6.30], F dan m adalah konstanta yang bergantung pada bentuk pinggir tabung dan nilai  $Re_{max}$ , seperti ditunjukkan pada Tabel 6.6.  $Re_{max}$  adalah bilangan Reynolds yang dievaluasi menggunakan Pers. (6.23) dengan D sama dengan diameter tabung luar dan u sama dengan kecepatan fluida maksimum berdasarkan area bebas minimum yang tersedia untuk aliran fluida.

### Pengadukan Cairan

Koefisien perpindahan panas pada bejana yang diaduk bergantung pada tingkat agitasi dan sifat fluida. Bila panas dipindahkan ke atau dari koil heliks ke dalam bejana, h untuk koil sisi tangki dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$N_u = 0.9 Re_i^{0.62} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad [6.31]$$

Dimana  $Re_i$  diberikan oleh Pers. (7.24), dan D dalam  $N_u$  mengacu pada diameter dalam tangki. Untuk cairan viskositas rendah seperti air, viskositas pada dinding  $\mu_w$  dapat diasumsikan sama dengan viskositas *bulk*  $\mu_b$ .

Ketika panas dipindahkan ke atau dari jaket dan bukan koil, korelasinya sedikit dimodifikasi:

$$N_u = 0.36 Re_i^{0.67} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad [6.32]$$

### CONTOH 6.3 KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS UNTUK TANGKI BERPENGADUK

Fermentor yang diaduk dengan diameter 5 m berisi koil heliks internal untuk perpindahan panas. Fermentor dicampur menggunakan impeller turbin

berdiameter 1,8 m yang dioperasikan pada 60 rpm. Larutan fermentasi memiliki sifat sebagai berikut:  $\mu_b = 5 \times 10^{-3} \text{ Pa s}$ ,  $\rho = 1.000 \text{ kg m}^{-3}$ ,  $C_p = 4,2 \text{ kJ kg}^{-1}\text{°C}^{-1}$ ,  $k_{fb} = 0,70 \text{ W m}^{-1}\text{°C}^{-1}$ . Abaikan perubahan viskositas di dinding, hitung koefisien perpindahan panas untuk *film* cair di bagian luar koil.

Penyelesaian :

Dari Pers. (6.24) dan (6.25):

$$Re_i = \frac{60 \text{ min}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right| (1,8 \text{ m})^2 (1.000 \text{ kg m}^{-3})}{5 \times 10^{-3} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}} = 6,48 \times 10^5$$

$$Pr = \frac{4,2 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1}\text{°C}^{-1} (5 \times 10^{-3} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1})}{0,70 \text{ J s}^{-1} \text{ m}^{-1}\text{°C}^{-1}} = 30$$

Untuk menghitung  $N_u$ , substitusi nilainya ke pers. (6.31) dengan  $\mu_b = \mu_w$ :

$$N_u = 0,9 (6,48 \times 10^5)^{0,62} (30)^{0,33} = 1,11 \times 10^4$$

Hitung  $h$  dari nilai  $N_u$  dari pers. (6.22):

$$h = \frac{N_u k_{fb}}{D} = \frac{1,11 \times 10^4 (0,70 \text{ W m}^{-1}\text{°C}^{-1})}{5 \text{ m}} = 1,554 \text{ W m}^{-2}\text{°C}^{-1}$$

Koefisien perpindahan panasnya yakni  $1,55 \text{ kW m}^{-2} \text{°C}^{-1}$ .

### 6.9.2 Logarithmic-Mean Temperature Difference (LMTD)

Penerapan persamaan perancangan penukar panas, Persamaan (6.15), membutuhkan data perbedaan suhu gaya pendorong untuk perpindahan panas,  $\Delta T$ .  $\Delta T$  adalah perbedaan antara suhu *bulk fluid* panas dan dingin. Suhu *bulk fluid* bervariasi dengan posisi pada penukar panas, sehingga perbedaan suhu antara fluida panas dan fluida terjadi antara satu ujung peralatan dan yang lainnya. Dengan demikian, gaya pendorong untuk perpindahan panas bervariasi dari satu titik ke titik dalam sistem. Untuk penerapan Pers. (6.15), kesulitan ini diatasi dengan menggunakan rata-rata  $\Delta T$ .

Untuk *single-pass heat exchangers* yang alirannya baik aliran *cocurrent* atau *countercurrent*, *logarithmic-mean temperature difference* digunakan. Dalam hal ini,  $\Delta T$  diberikan oleh persamaan:

$$\Delta T = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln (\Delta T_2 / \Delta T_1)} \quad [6.33]$$

Dimana subskrip 1 dan 2 menunjukkan ujung peralatan.  $\Delta T_1$  dan  $\Delta T_2$  adalah perbedaan suhu antara cairan panas dan dingin di ujung penukar panas yang dihitung dengan menggunakan nilai  $T_{hi}$ ,  $T_{ho}$ ,  $T_{ci}$ , dan  $T_{co}$ . Untuk mudahnya dan untuk menghilangkan bilangan negatif dan logaritmanya, subskrip 1 dan 2 dapat merujuk ke salah satu ujung penukar panas. Persamaan (6.33) telah diturunkan dengan menggunakan asumsi berikut:

- Koefisien perpindahan panas keseluruhan  $U$  konstan.
- Kapasitas panas spesifik dari fluida panas dan dingin konstan atau setiap perubahan fasa pada cairan (mis., mendidih atau kondensasi) terjadi secara isothermal.
- Kehilangan panas dari sistem diabaikan.
- Sistem stabil pada aliran *countercurrent* atau *cocurrent*.

#### CONTOH 6.4 LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE

Aliran cairan didinginkan dari  $70^\circ\text{C}$  sampai  $32^\circ\text{C}$  dalam *double-pipe heat exchanger*. Aliran fluida yang mengalir bersamaan dengan arus ini dipanaskan dari  $20^\circ\text{C}$  sampai  $44^\circ\text{C}$ . Hitunglah *log-mean temperature difference*.

Penyelesaian :

Konfigurasi penukar panas ditunjukkan pada Gambar 6.18. Pada salah satu ujung peralatan,  $\Delta T_1 = (32 - 20)^\circ\text{C} = 12^\circ\text{C}$ . Di ujung yang lain,  $\Delta T_2 = (70 - 44)^\circ\text{C} = 26^\circ\text{C}$ . Dari Pers. (9.33):

$$\Delta T = \frac{(26 - 12)^\circ\text{C}}{\ln (26/12)} = 18.1^\circ\text{C}$$

*log-mean temperature difference* adalah  $18^\circ\text{C}$ .



**Gambar 6.18** Konfigurasi alir untuk penukar panas.

*log-mean temperature difference* seperti yang didefinisikan dalam Pers. (6.33) juga berlaku bila satu fluida dalam sistem pertukaran panas tetap pada suhu konstan. Untuk kasus fermentor pada suhu konstan  $T_F$  didinginkan oleh air dalam koil pendingin (Gambar 6.7), Persamaan (6.33) dapat disederhanakan menjadi:

$$\Delta T = \frac{T_{co} - T_{ci}}{\ln\left\{\frac{T_F - T_{ci}}{T_F - T_{co}}\right\}} \quad [6.34]$$

Dimana  $T_{ci}$  adalah suhu masuk air pendingin dan  $T_{co}$  adalah suhu keluaran air pendingin.

## 6.10 KESETIMBANGAN ENERGI

Dalam desain penukar panas, keseimbangan energi diterapkan untuk menentukan  $\hat{Q}$  dan semua suhu masuk dan keluar yang diperlukan untuk menentukan  $\Delta T$ . Dalam kondisi kondisi *steady-state* ( $dE/dt = 0$ ) dan karena tidak ada kerja poros yang dilakukan selama aliran pipa ( $\hat{W}_s = 0$ ); Persamaan keseimbangan energi adalah:

$$\hat{M}_i h_i - \hat{M}_o h_o - \hat{Q} = 0 \quad [6.35]$$

Dimana  $\hat{M}_i$  adalah laju alir massa masuk,  $\hat{M}_o$  adalah laju alir massa keluar,  $h_i$  adalah entalpi spesifik arus masuk,  $h_o$  adalah entalpi spesifik arus keluar, dan  $\hat{Q}$  adalah laju perpindahan panas ke atau dari sistem. Sayangnya, simbol konvensional untuk koefisien perpindahan panas individu dan entalpi spesifik sama:  $h$ . Pada bagian ini,  $h$  di Pers. (6.35) sampai (6.40) dan (6.43) menunjukkan entalpi spesifik; Jika tidak dalam bab ini,  $h$  mewakili koefisien perpindahan panas individu.

Persamaan (6.35) dapat diterapkan secara terpisah pada setiap fluida dalam penukar panas. Karena laju alir massa masing-masing cairan tidak bervariasi antara aliran masuk dan aliran keluarnya, untuk cairan panas:

$$\hat{M}_h (h_{hi} - h_{ho}) - \hat{Q}_h = 0 \quad [6.36]$$

atau

$$\hat{M}_h (h_{hi} - h_{ho}) = \hat{Q}_h \quad [6.37]$$

Dimana subskrip h menunjukkan cairan panas dan  $\hat{Q}_h$  adalah laju perpindahan panas dari cairan itu. Persamaan serupa dengan Persamaan. (6.36) dan (6.37) dapat diturunkan untuk fluida dingin:

$$\hat{M}_c(h_{ci} - h_{co}) - \hat{Q}_c = 0 \quad [6.38]$$

atau

$$\hat{M}_c(h_{co} - h_{ci}) = \hat{Q}_c \quad [6.39]$$

Dimana lambang c mengacu pada cairan dingin.  $\hat{Q}_c$  adalah laju aliran panas ke fluida dingin; Oleh karena itu  $\hat{Q}_c$  ditambahkan daripada dikurangkan dalam Pers. (6.38) sesuai dengan ketentuan tanda untuk aliran energi..

Bila tidak ada panas yang hilang dari penukar panas, semua panas yang dikeluarkan dari aliran panas harus diambil oleh aliran dingin. Dengan demikian, kita dapat menyamakan istilah Q dalam Pers. (6.37) dan (6.39):  $Q_h = \hat{Q}_c = \hat{Q}$ . Karena itu:

$$\hat{M}_h(h_{hi} - h_{ho}) = \hat{M}_c(h_{co} - h_{ci}) = \hat{Q} \quad [6.40]$$

Jika tidak ada perubahan fasa fluida (mis., dengan mendidih atau kondensasi) sehingga hanya panas *sensible* yang dipertukarkan, perbedaan entalpi pada Persamaan. (9.40) dapat dinyatakan dalam hal kapasitas panas  $C_p$  dan perubahan suhu untuk masing-masing cairan. Jika kita asumsikan  $C_p$  konstan selama rentang suhu di penukar panas, pers. (6.40) menjadi:

$$\hat{M}_h C_{ph}(T_{hi} - T_{ho}) = \hat{M}_c C_{pc}(T_{co} - T_{ci}) = \hat{Q} \quad [6.41]$$

Dimana  $C_{ph}$  adalah kapasitas panas fluida panas,  $C_{pc}$  adalah kapasitas panas fluida dingin,  $T_{hi}$  adalah suhu masuk fluida panas,  $T_{ho}$  adalah suhu keluaran fluida panas,  $T_{ci}$  adalah suhu masuk fluida dingin, dan  $T_{co}$  adalah suhu keluar dari fluida dingin.

## CONTOH 6.5 PENUKAR PANAS

Media nutrisi panas yang baru disterilkan didinginkan dalam *double-pipe heat exchanger* sebelum digunakan dalam fermentasi. Medium meninggalkan sterilizer pada 100°C memasuki penukar panas pada laju alir 10 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>; Suhu keluaran yang diinginkan adalah 30°C. Panas dari medium digunakan untuk menaikkan suhu 25 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> air pendingin yang masuk ke dalam alat penukar pada

suhu 15°C. Sistem beroperasi pada kondisi *steady-state*. Asumsikan bahwa media nutrisi memiliki sifat air.

- a) Berapa laju perpindahan panas yang dibutuhkan?
- b) Hitung suhu akhir air pendingin saat ia meninggalkan penukar panas.

Penyelesaian :

Densitas air dan medium adalah 1.000 kg m<sup>-3</sup>. Karena itu:

$$\hat{M}_h = 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right| \cdot (1.000 \text{ kg m}^{-3}) = 2,78 \text{ kg s}^{-1}$$

$$\hat{M}_c = 25 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right| \cdot (1.000 \text{ kg m}^{-3}) = 6,94 \text{ kg s}^{-1}$$

Kapasitas panas air dapat diambil sebagai 75,4 J gmol<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup> untuk sebagian besar rentang suhu yang diminati. Karena itu:

$$\begin{aligned} C_{ph} = C_{pc} &= 75,4 \text{ J gmol}^{-1} \text{ °C}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol}}{18 \text{ g}} \right| \cdot \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| \\ &= 4,19 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ °C}^{-1} \end{aligned}$$

(a) Dari Pers. (6.41) untuk cairan panas:

$$\begin{aligned} \hat{Q} &= 2,78 \text{ kg s}^{-1} (4,19 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ °C}^{-1} (100 - 30) \text{ °C}) \\ \hat{Q} &= 8,15 \times 10^5 \text{ J s}^{-1} = 815 \text{ kW} \end{aligned}$$

Tingkat perpindahan panas yang dibutuhkan adalah 815 kJ s<sup>-1</sup>.

(b) Untuk fluida dingin, dari Pers. (6.41):

$$\begin{aligned} T_{co} &= T_{ci} + \frac{\hat{Q}}{\hat{M}_c C_{pc}} \\ T_{co} &= 15 \text{ °C} + \frac{8,15 \times 10^5 \text{ J s}^{-1}}{6,94 \text{ kg s}^{-1} (4,19 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ °C}^{-1})} = 43,0 \text{ °C} \end{aligned}$$

Suhu air pendingin keluarannya adalah 43°C.

Persamaan (6.41) juga dapat diterapkan pada situasi pemindahan panas dari bioreaktor untuk tujuan pengendalian suhu. Dalam kasus ini, suhu cairan panas (yaitu, larutan fermentasi) seragam di seluruh sistem sehingga sisi kiri Persamaan. (6.41) adalah nol. Jika energi diserap oleh fluida dingin sebagai panas *sensible*, persamaan keseimbangan energi menjadi:

$$\widehat{M}_c C_{pc} (T_{co} - T_{ci}) = \widehat{Q} \quad [6.42]$$

Pada keadaan *steady-state*  $dE/dt = 0$  dan Pers. (6.12) menjadi:

$$\widehat{Q} = -\Delta\widehat{H}_{rxn} - \widehat{M}_v \Delta h_v - \widehat{Q} + \widehat{W}_s \quad [6.43]$$

Penerapan Pers. (6.43) untuk menentukan  $\widehat{Q}$ . Setelah  $\widehat{Q}$  diperkirakan, Pers. (6.42) digunakan untuk mengevaluasi kondisi operasi yang tidak diketahui seperti ditunjukkan pada Contoh 6.5.

### CONTOH 6. 6 KOIL PENDINGIN

Bioreaktor 150 mL dioperasikan pada suhu 35°C untuk menghasilkan biomassa dari glukosa. Laju alir pengambilan oksigen oleh kultur adalah 1,5 kg m<sup>-3</sup> h<sup>-1</sup>; Agitator menghamburkan energi pada kecepatan 1 kW m<sup>-3</sup>. Air pendingin yang tersedia dari sungai terdekat pada suhu 10°C dilewatkan melalui koil internal di tangki fermentasi dengan kecepatan 60 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>. Jika sistem beroperasi pada keadaan *steady state*, berapakah suhu keluar dari air pendingin?

Penyelesaian :

Laju pembentukan panas oleh kultur aerobik dapat dihitung secara langsung dari kebutuhan oksigen. Kira-kira 460 kJ panas dilepaskan untuk setiap gmol oksigen yang dikonsumsi. Oleh karena itu, beban panas metabolik adalah:

$$\begin{aligned} \Delta\widehat{H}_{rxn} &= \frac{-460 \text{ kJ}}{\text{gmol}} \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol}}{32 \text{ g}} \right| \cdot \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| \cdot (1,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}) \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right| \\ &\quad \cdot 150 \text{ m}^3 = -898 \text{ kJ s}^{-1} \end{aligned}$$

$$\Delta\widehat{H}_{rxn} = -898 \text{ kW}$$

$\Delta\widehat{H}_{rxn}$  negatif karena fermentasi bersifat eksotermik. Laju penghamburan panas oleh agitator adalah:

$$1 \text{ kW m}^{-3} (150 \text{ m}^3) = 150 \text{ kW}$$

Kita sekarang bisa menghitung  $\widehat{Q}$  dari Pers. (7.43), dengan asumsi penguapan dapat diabaikan dari bioreaktor:

$$\widehat{Q} = -\Delta\widehat{H}_{rxn} - \widehat{M}_v \Delta h_v + \widehat{W}_s = (898 - 0 + 150) \text{ kW} = 1048 \text{ kW}$$

Densitas air pendingin adalah 1000 kg m<sup>-3</sup>; karena itu:

$$\widehat{M}_c = 60 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right| \cdot (1.000 \text{ kg m}^{-3}) = 16,7 \text{ kg s}^{-1}$$

Kapasitas panas air adalah  $75,4 \text{ J gmol}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ . Karena itu:

$$C_{pc} = 75,4 \text{ J gmol}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ gmol}}{18 \text{ g}} \right| \cdot \left| \frac{1.000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right| = 4,19 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

Kita sekarang bisa menerapkan Pers. (6.42) setelah menata ulang dan mencari  $T_{co}$ :

$$T_{co} = T_{ci} + \frac{\widehat{Q}}{\widehat{M}_c C_{pc}}$$

$$T_{co} = 10^\circ\text{C} + \frac{1.048 \times 10^3 \text{ J s}^{-1}}{16,7 \text{ kg s}^{-1} (4,19 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1})} = 25^\circ\text{C}$$

Suhu air keluar adalah  $25^\circ\text{C}$ .

## CONTOH 6.7 PERANCANGAN PANJANG PENDINGIN-COIL DI FERMENTOR

Fermentasi yang digunakan untuk produksi antibiotik harus disimpan pada suhu  $35^\circ\text{C}$ . Setelah mempertimbangkan kebutuhan oksigen organisme dan dihamburkan panas dari pengaduk, laju perpindahan panas maksimum yang dibutuhkan diperkirakan  $550 \text{ kW}$ . Air pendingin tersedia pada suhu  $10^\circ\text{C}$ ; Suhu keluar air pendingin dihitung dengan menggunakan keseimbangan energi  $25^\circ\text{C}$ . Koefisien perpindahan panas untuk larutan fermentasi diperkirakan dari Persamaan. (6.36) sebagai  $2.150 \text{ W m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ . Koefisien perpindahan panas untuk air pendingin dihitung sebagai  $14 \text{ kW m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ . Diusulkan untuk memasang koil pendingin heliks di dalam fermentor; Diameter luar pipa adalah  $8 \text{ cm}$ , ketebalan dinding pipa adalah  $5 \text{ mm}$ , dan konduktivitas panas baja adalah  $60 \text{ W m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ . Faktor fouling internal rata-rata  $8.500 \text{ W m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$  diharapkan; Permukaan sisi fermentor dari koil dijaga tetap bersih. Berapa panjang koil pendingin yang dibutuhkan?

Penyelesaian :

$\hat{Q} = 550 \times 10^3 \text{ W}$ . Karena suhu di fermentor konstan,  $\Delta T$  dihitung dari Pers. (6.34):

$$\Delta T = \frac{(25 - 10)^\circ\text{C}}{\ln \left\{ \frac{35 - 10}{35 - 25} \right\}} = 16,4^\circ\text{C}$$

U dihitung dengan menggunakan Pers. (6.20) setelah menghilangkan  $h_{fb}$ , karena tidak ada lapisan pengotor pada sisi panas koil:

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} &= \left( \frac{1}{2.150 \text{ W m}^{-2}\text{C}^{-1}} + \frac{5 \times 10^3 \text{ m}}{60 \text{ W m}^{-1}\text{C}^{-1}} + \frac{1}{14 \times 10^3 \text{ W m}^{-2}\text{C}^{-1}} \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{8.500 \text{ W m}^{-2}\text{C}^{-1}} \right) \\ &= (4,65 \times 10^{-4} + 8,33 \times 10^{-5} + 7,14 \times 10^{-5} + 1,18 \times 10^{-4}) \text{ m}^2\text{C W}^{-1} \\ &= 7,38 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{C W}^{-1} \end{aligned}$$

$$U = 1.355 \text{ W m}^{-2}\text{C}^{-1}$$

Perhatikan besaran relatif dari keempat kontribusi terhadap U: koefisien *film* air pendingin dan resistansi dinding membuat kontribusi yang relatif kecil dan seringkali dapat diabaikan dalam perhitungan perancangan.

Kita sekarang bisa menerapkan Pers. (6.15) untuk mengevaluasi luas permukaan yang dibutuhkan A:

$$A = \frac{\hat{Q}}{U \Delta T} = \frac{550 \times 10^3 \text{ W}}{1.355 \text{ W m}^{-2}\text{C}^{-1} (16,4^\circ\text{C})} = 24,75 \text{ m}^2$$

Persamaan (6.19) untuk luas silinder dapat digunakan untuk mengevaluasi panjang pipa, L. Seperti yang telah kita ketahui untuk diameter pipa luar (= 8 cm) dan diameter pipa dalam (diameter pipa luar - 2 x dinding Ketebalan = 8 cm - 2 x 5 mm = 7 cm), kita dapat menggunakan radius pipa rata-rata untuk menentukan L:

$$L = \frac{A}{2 \pi R} = \frac{24,75 \text{ m}^2}{2\pi \left( \frac{0,5(8 \times 10^{-2} + 7 \times 10^{-2})}{2} \right) \text{ m}} = 105,0 \text{ m}$$

Panjang koil yang dibutuhkan adalah 105 m.

## RINGKASAN MODUL 6

Setelah mempelajari Modul 6, Anda harus:

- Proses sterilisasi merupakan hal yang sangat penting dalam teknologi bioproses. Proses ini berfungsi untuk membunuh mikroorganisme yang terdapat di dalam media maupun pada peralatan yang digunakan dalam proses fermentasi.
- Dilihat dari segi proses, sterilisasi dibagi dua yaitu batch dan kontinuis
- Mampu menggambarkan peralatan yang digunakan untuk pertukaran panas dalam industri bioproses.
- Memahami mekanisme konduksi dan konveksi dalam perpindahan panas.
- Mengetahui hukum konduksi Fourier dalam hal konduktivitas panas bahan
- Memahami pentingnya lapisan batas termal dalam perpindahan panas konvektif
- Mengetahui persamaan disain perpindahan panas dan arti koefisien perpindahan panas secara keseluruhan,  $U$
- Memahami bagaimana koefisien perpindahan panas keseluruhan dapat dinyatakan dalam kaitannya dengan resistansi individu terhadap perpindahan panas
- Mengetahui bagaimana koefisien perpindahan panas individu diperkirakan
- Mengetahui bagaimana memasukkan faktor fouling ke dalam analisis perpindahan panas
- Mampu melakukan perhitungan sederhana untuk desain sistem perpindahan panas



## **MODUL 7**

### **PROSES PEMISAHAN DAN PEMURNIAN PRODUK**

#### **PENDAHULUAN**

Proses pemisahan dan pemurnian cairan hasil fermentasi menggunakan satu atau kombinasi beberapa proses seperti sentrifugasi, khromatografi, pendinginan, kristalisasi, dialysis, destilasi, pengeringan, filtrasi, pemanasan, humidifikasi, pemisahan dengan membran dan ekstraksi. Hasil fermentasi merupakan cairan yang terdiri dari campuran biomassa, produk terlarut dan produk tak terlarut. Proses pemisahan dan pemurnian yang dipilih tergantung dari sifat cairan fermentasi yang dihasilkan. Pemisahan produk tak terlarut mudah dipisahkan dengan proses filtrasi. Sedangkan produk terlarut lebih ekonomis dipisahkan dengan kristalisasi atau ekstraksi. Beberapa alternatif proses pemisahan akan dijelaskan dalam modul ini selama satu kali tatap muka.

Setelah mempelajari modul ini, kompetensi yang diharapkan, saudara dapat menjelaskan dan memilih metode pemisahan hasil dan pemurnian produk sesuai dengan sifat produk

#### **KEGIATAN BELAJAR 1**

Untuk mendapatkan produk yang berkualitas tinggi, diperlukan beberapa tahapan sebagai berikut:

1. Menghilangkan partikulat tak terlarut menggunakan teknik pemisahan seperti filtrasi, centrifugasi dan atau pengendapan, sedimentasi atau dekantasi.
2. Meningkatkan konsentrasi produk dengan cara ekstraksi, absorpsi, presipitasi dan ultrafiltrasi.
3. Pemurnian produk dengan menggunakan proses kromatografi dan adsorpsi.
4. Proses terakhir adalah kristalisasi dan pengeringan.

## **7.1 PROSES PEMISAHAN DAN PEMURNIAN**

Dalam Kimia dan teknik kimia, proses pemisahan digunakan untuk mendapatkan dua atau lebih produk yang lebih murni dari suatu campuran senyawa kimia. Sebagian besar senyawa kimia ditemukan di alam dalam keadaan yang tidak murni. Biasanya, suatu senyawa kimia berada dalam keadaan tercampur dengan senyawa lain. Untuk beberapa keperluan seperti sintesis senyawa kimia yang memerlukan bahan baku senyawa kimia dalam keadaan murni atau proses produksi suatu senyawa kimia dengan kemurnian tinggi, proses pemisahan perlu dilakukan. Proses pemisahan sangat penting dalam bidang teknik kimia.

Secara mendasar, proses pemisahan dapat diterangkan sebagai proses perpindahan massa. Proses pemisahan sendiri dapat diklasifikasikan menjadi proses pemisahan secara mekanis atau kimiawi. Pemilihan jenis proses pemisahan yang digunakan bergantung pada kondisi yang dihadapi. Pemisahan secara mekanis dilakukan kapanpun memungkinkan karena biaya operasinya lebih murah dari pemisahan secara kimiawi. Untuk campuran yang tidak dapat dipisahkan melalui proses pemisahan mekanis (seperti pemisahan minyak bumi), proses pemisahan kimiawi harus dilakukan.

Proses pemisahan suatu campuran dapat dilakukan dengan berbagai metode. Metode pemisahan yang dipilih bergantung pada fasa komponen penyusun campuran. Suatu campuran dapat berupa campuran homogen (satu fasa) atau campuran heterogen (lebih dari satu fasa). Suatu campuran heterogen dapat mengandung dua atau lebih fasa: padat-padat, padat-cair, padat-gas, cair-cair, cairgas, gas-gas, campuran padat-cair-gas, dan sebagainya. Pada berbagai kasus, dua atau lebih proses pemisahan harus dikombinasikan untuk mendapatkan hasil pemisahan yang diinginkan.

## **7.2 DASAR-DASAR METODE PEMISAHAN DAN PEMURNIAN**

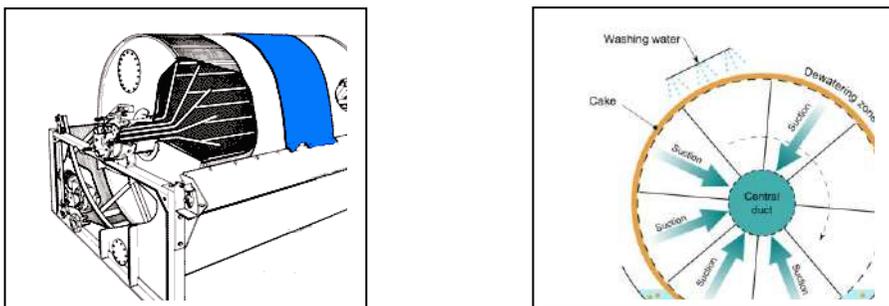
Suatu zat dapat dipisahkan dari campurannya karena mempunyai perbedaan sifat. Hal ini dinamakan dasar pemisahan. Beberapa dasar pemisahan campuran antara lain sebagai berikut :

1. Ukuran partikel, bila ukuran partikel zat yang diinginkan berbeda dengan zat yang tidak diinginkan (zat pencampur) dapat dipisahkan dengan metode filtrasi (penyaringan). Jika partikel zat hasil lebih kecil daripada zat pencampurnya, maka dapat dipilih penyaring atau media berpori yang sesuai dengan ukuran partikel zat yang diinginkan. Partikel zat hasil akan melewati penyaring dan zat pencampurnya akan terhalang.
2. Titik didih, bila antara zat hasil dan zat pencampur memiliki titik didih yang jauh berbeda dapat dipisahkan dengan metode destilasi. Apabila titik didih zat hasil lebih rendah daripada zat pencampur, maka bahan dipanaskan antara suhu didih zat hasil dan di bawah suhu didih zat pencampur. Zat hasil akan lebih cepat menguap, sedangkan zat pencampur tetap dalam keadaan cair dan sedikit menguap ketika titik didihnya terlewati. Proses pemisahan dengan dasar perbedaan titik didih ini bila dilakukan dengan kontrol suhu yang ketat akan dapat memisahkan suatu zat dari campurannya dengan baik, karena suhu selalu dikontrol untuk tidak melewati titik didih campuran.
3. Kelarutan, suatu zat selalu memiliki spesifikasi kelarutan yang berbeda, artinya suatu zat selalu memiliki spesifikasi kelarutan yang berbeda, artinya suatu zat mungkin larut dalam pelarut A tetapi tidak larut dalam pelarut B, atau sebaliknya. Secara umum pelarut dibagi menjadi dua, yaitu pelarut polar, misalnya air, dan pelarut nonpolar (disebut juga pelarut organik) seperti alkohol, aseton, methanol, petroleum eter, kloroform, dan eter. Dengan melihat kelarutan suatu zat yang berbeda dengan zat-zat lain dalam campurannya, maka kita dapat memisahkan zat yang diinginkan tersebut dengan menggunakan pelarut tertentu.
4. Pengendapan, suatu zat akan memiliki kecepatan mengendap yang berbeda dalam suatu campuran atau larutan tertentu. Zat-zat dengan berat jenis yang lebih besar daripada pelarutnya akan segera mengendap. Jika dalam suatu campuran mengandung satu atau beberapa zat dengan kecepatan pengendapan yang berbeda dan kita hanya menginginkan salah satu zat, maka dapat dipisahkan dengan metode sedimentasi atau sentrifugasi. Namun jika dalam campuran mengandung lebih dari satu zat yang akan kita inginkan, maka digunakan metode presipitasi. Metode presipitasi biasanya dikombinasikan dengan metode filtrasi.

5. Difusi, dua macm zat berwujud cair atau gas bila dicampur dapat berdifusi (bergerak mengalir dan bercampur) satu sama lain. Gerak partikel dapat dipengaruhi oleh muatan listrik. Listrik yang diatur sedemikian rupa (baik besarnya tegangan maupun kuat arusnya) akan menarik partikel zat hasil ke arah tertentu sehingga diperoleh zat yang murni. Metode pemisahan zat dengan menggunakan bantuan arus listrik disebut elektrodialisis. Selain itu kita mengenal juga istilah elektroforesis, yaitu pemisahan zat berdasarkan banyaknya nukleotida (satuan penyusun DNA) dapat dilakukan dengan elektroforesis menggunakan suatu media agar yang disebut gel agarosa.
6. Adsorpsi, merupakan penarikan suatu zat oleh bahan pengadsorpsi secara kuat sehingga menempel pada permukaan dari bahan pengadsorpsi. Penggunaan metode ini diterapkan pada pemurnian air dan kotoran renik atau organisme.

### 7.3 FILTRASI

Dalam proses filtrasi, partikel padat dipisahkan dari campuran padat-cair dengan memberikan gaya dorong fluida melalui filter atau partikel padatan akan tersaring di media filter. Partikel padatan yang tertahan pada filter akan membentuk layer yang disebut filter cake. *Plate filter* cocok dipakai untuk pemisahan cairan fermentasi proses batch. Biomassa yang terakumulasi lebih mudah dibersihkan secara berkala. Proses kontinuis menggunakan *rotary drum vacuum filter* untuk pemisahan yang ditampilkan pada Gambar 7.1. Contoh pemisahan *Penicillium* dari penicillin dan *Streptomyces mycelia* dari *streptomycin*. Pada proses rotary drum filter digunakan *pre-coated cloth filter* dengan *filter aid*; *filter cake* dihilangkan dengan pisau-pisau yang menggores ceke dari putaran drum.



Gambar 7.1 *Rotary drum vacuum filter*

Dalam proses filtrasi, diasumsikan aliran cairan yang melewati filter cake mengikuti aliran laminar. Laju filtrasi dihitung sebagai laju cairan filtrat yang dikumpulkan. Laju filtrasi mengikuti persamaan berikut:

$$\frac{1}{A} \frac{dV_f}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu_c \left( \alpha \left( \frac{W}{A} \right) + r_m \right)}$$

Dimana:

- A = Luas area filter
- $V_f$  = Volume filtrate
- t = waktu filtrasi
- $\Delta P$  = Pressure drop yang melewati filter
- $\mu_c$  = Viskositas fluida
- W = massa padatan dalam filter cake

W didefinisikan sebagai:

$$W = \text{massa padatan dalam cake} = \left( \frac{\rho \bar{w}}{1 - m \bar{w}} \right) V_f = \frac{m \bar{w}}{1 - m \bar{w}}$$

Dimana m adalah perbandingan massa cake basah dengan massa cake kering dan  $\bar{w}$  adalah fraksi massa padatan. Dalam persamaan (1),  $r_m$  adalah tahanan media filter dan  $\alpha$  adalah tahanan spesifik cake rata-rata.

$$\alpha = \alpha' (\Delta P)^S$$

S adalah faktor *compressibility* dan  $\alpha'$  adalah konstanta tergantung dari ukuran partikel dalam cake. Untuk padatan yang *incompressible*, S akan bernilai 0; sedangkan untuk padatan yang sangat *compressible* S bernilai 1. Sehingga persamaan 1 bisa ditulis:

$$A \frac{dt}{dV_f} = \mu_f \alpha \left( \frac{\rho w}{1 - \rho w} \right) \frac{V_f}{A \Delta P} + \frac{\mu_f r}{\Delta P}$$

$$A \int dt = \left( \frac{\mu_f \alpha \rho w}{1 - \rho w} \right) \int V_f dV_f + \frac{\mu_f r}{\Delta P} \int dV_f$$

$$A(t) = \frac{\mu_f \alpha}{2 A \Delta P} \left( \frac{\rho w}{1 - \rho w} \right) V_f^2 + \left( \frac{\mu_f r}{\Delta P} \right) V_f$$

Kondisi awal  $t = 0$ ,  $V_f = 0$  sehingga persamaan diatas bisa disusun kembali menjadi

$$\frac{1}{V_f/A} = \frac{\mu_f \alpha \rho w}{2 \Delta P (1 - mw)} \frac{V_f}{A} + \frac{\mu_f r}{\Delta P}$$

Persamaan (7) bisa diselesaikan dengan regresi linier sebagai  $\frac{t}{V_f/A}$  versus  $\frac{V_f}{A}$ ,

model tersebut bisa disederhanakan menjadi ( $y = k_1x + k_2$ )

$$\frac{1}{V_f/A} = k_1 \left( \frac{V_f}{A} \right) + k_2$$

$$\text{Dimana } k_1 = \frac{\mu_c \alpha \rho w}{2 \Delta P (1 - mw)} \text{ and } k_2 = \frac{\mu_c r_m}{\Delta P}$$

Slope tergantung pada sifat fisika cairan fermentasi seperti viskositas, densitas, fraksi massa dan *pressure drop*. Secara umum, fungi micellia relatif mudah untuk disaring, karena mempunyai porositas yang besar. Yeast dan bakteri sulit disaring dengan filter karena ukuran partikelnya kecil.

### Contoh 7.1 Filtrasi *Mycelial Broth*

Sampel larutan 30 ml dari fermentasi penisilin disaring di laboratorium pada filter 3 cm<sup>2</sup> pada penurunan tekanan 5 psi. Waktu filtrasi adalah 4,5 menit. Penelitian sebelumnya telah menunjukkan bahwa filter cake *Penicillium chrysogenum* kompresibel dengan  $s = 0.5$ . Jika 500 liter larutan dari fermentor *pilotscale* harus disaring dalam 1 jam, diperlukan filter ukuran apa jika tekanannya:

- a) 10 psi?
- b) 5 psi?

Resistansi karena media saringan diabaikan.

Penyelesaian :

Sifat filtrat dan kue miselia bisa ditentukan dari hasil percobaan laboratorium.

Jika  $R_m$  nol :

$$\frac{t}{V_f} = \frac{\mu_f \alpha c}{2 A^2 \Delta p} V_f$$

Dengan mensubstitusi  $\alpha$  untuk kue kompresibel dari Pers. (11.4):

$$\frac{t}{V_f} = \frac{\mu_f \vartheta (\Delta p)^{s-1}}{2 A^2} V_f$$

Menata ulang memberi:

$$\mu_f \vartheta c = \frac{2 A^2 t}{(\Delta p)^{s-1} V_f^2}$$

Mengganti nilai:

$$\mu_f \vartheta c = \frac{2 (3 \text{ cm}^2)^2 (4.5 \text{ min})}{(5 \text{ psi})^{0.5-1} (30 \text{ cm}^3)^2}$$

Nilai ini untuk  $\mu_f \vartheta c$  digunakan untuk mengevaluasi area yang dibutuhkan untuk filtrasi skala pilot. dari (1):

$$A^2 = \frac{\mu_f \vartheta (\Delta p)^{s-1}}{2 t} V_t^2$$

Karena itu:

$$A = \left( \frac{\mu_f \vartheta (\Delta p)^{s-1}}{2 t} \right)^{1/2} V_t$$

a) Mengganti nilai dengan  $\Delta p = 10 \text{ psi}$ :

$$A = \left( \frac{0.201 \text{ cm}^{-2} \text{ psi}^{0.5} \text{ min} (10 \text{ psi})^{0.5-1}}{2 (1 \text{ h}) \cdot \left| \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \right|} \right)^{1/2} (500 \text{ l}) \cdot \left| \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ l}} \right|$$

$$A = 1.15 \times 10^4 \text{ cm}^2 = 1.15 \text{ m}^2$$

b) Bila  $\Delta p = 5 \text{ psi}$ :

$$A = \left( \frac{0.201 \text{ cm}^{-2} \text{ psi}^{0.5} \text{ min} (5 \text{ psi})^{0.5-1}}{2 (1 \text{ h}) \cdot \left| \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \right|} \right)^{1/2} (500 \text{ l}) \cdot \left| \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ l}} \right|$$

$$A = 1.37 \times 10^4 \text{ cm}^2 = 1.37 \text{ m}^2$$

Mengurangi separuh tekanan meningkatkan area yang dibutuhkan hanya 20% karena pada 5 psi cake kurang dikompres dan lebih berpori dari pada 10 psi.

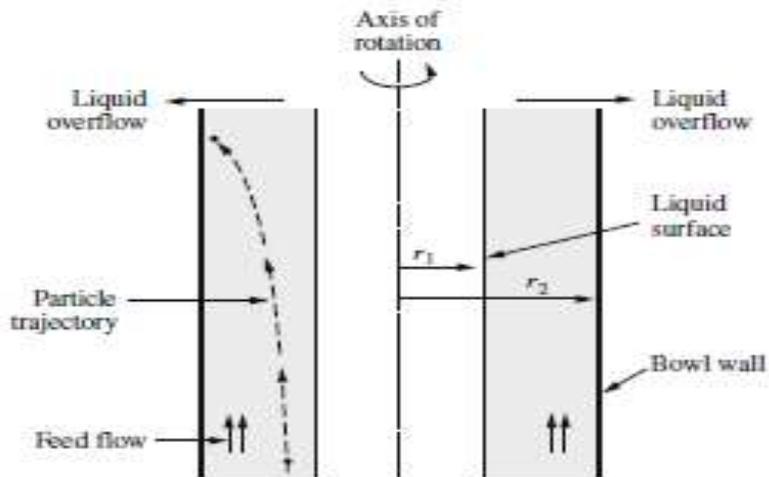
## 7.4 SENTRIFUGASI

Sentrifugasi dipakai untuk memisahkan material yang mempunyai perbedaan densitas dengan gaya sentrifugal. Sentrifugasi cocok dipakai untuk pemisahan yeast dari cairan fermentasi.

Sentrifugasi paling efektif bila perbedaan densitas antara partikel dan cairannya tinggi, partikelnya besar dan viskositas cairannya rendah. Hal ini juga dibantu oleh Radius sentrifus yang besar dan kecepatan rotasi yang tinggi. Namun, dalam sentrifugasi biologis padatan seperti sel, partikelnya sangat kecil, viskositas mediumnya bisa relatif tinggi dan densitas partikel sangat mirip dengan cairan suspensi. Kerugian ini dapat diatasi dengan mudah di laboratorium dengan sentrifugal kecil yang dioperasikan di kecepatan tinggi.

### Peralatan Sentrifugasi

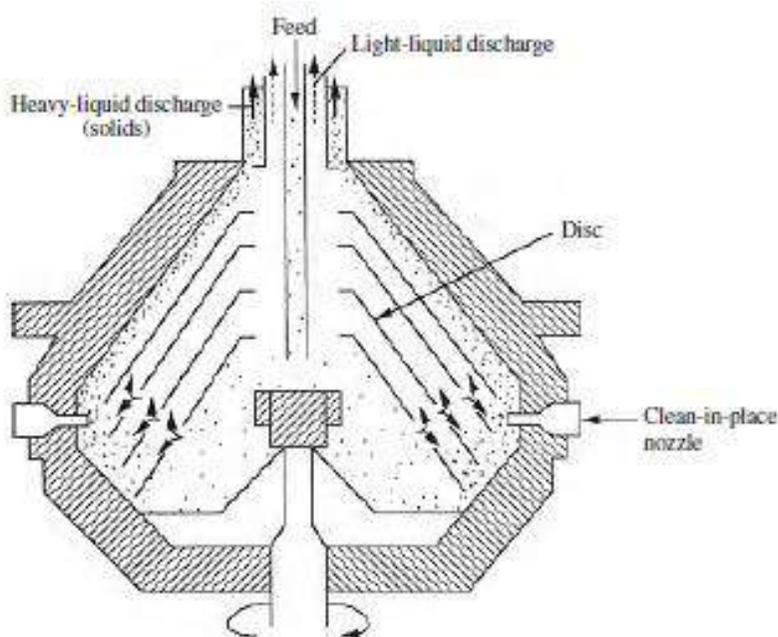
Peralatan sentrifugal diklasifikasikan menurut struktur internal. *Bowl Centrifuge* berbentuk tabung memiliki konfigurasi yang paling sederhana dan digunakan secara luas di industri makanan dan farmasi. Umpan masuk di bawah tekanan melalui nosel di bagian bawah, dipercepat ke kecepatan rotor dan bergerak ke atas melalui *bowl* silinder. Saat *bowl* berputar, partikel yang melaju ke atas diputar keluar dan bertabrakan dengan dinding *bowl* seperti yang digambarkan secara skematis pada Gambar 7.2. Padatan dikeluarkan dari cairan jika bergerak dengan kecepatan yang cukup untuk mencapai dinding *bowl* dalam waktu tinggal cairan di mesin. Seiring laju umpan meningkat, lapisan cair yang bergerak di dinding sentrifus menjadi lebih tebal; Hal ini mengurangi kinerja centrifuge dengan meningkatkan jarak yang harus ditempuh partikel untuk mencapai dinding.



**Gambar 7.2** Pemisahan padatan dalam tubular *Bowl Centrifuge*

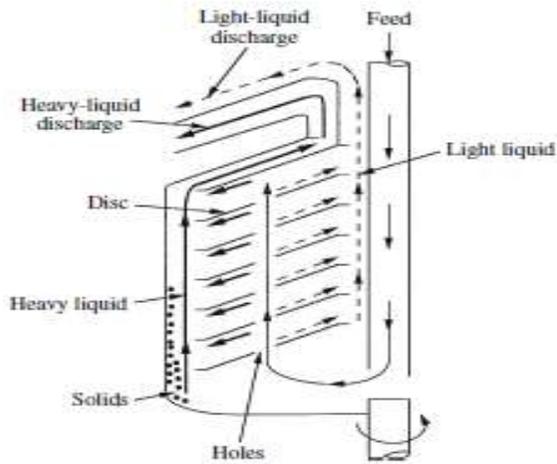
Jenis sentrifugasi lainnya adalah ultracentrifuge. Perangkat ini digunakan untuk pengaktifan presipitat halus dari larutan dengan densitas tinggi, untuk menghancurkan emulsi dan untuk pemisahan partikel koloid seperti ribosom dan mitokondria. Menghasilkan kekuatan sentrifugal  $10^5$  sampai  $10^6$  kali gaya gravitasi.

Jenis lain dari peralatan sentrifugal adalah *disc stack bowl centrifuge* yang paling umum digunakan dalam proses bioproses. Ada banyak jenis *disc centrifuge*; Perbedaan yang mendasar antara keduanya adalah metode yang digunakan untuk membuang akumulasi padatan. *disc centrifuge*, padatan harus dilepaskan secara berkala dengan tangan. Konfigurasi peralatan untuk mode operasi ini ditampilkan di Gambar 7.3.



**Gambar 7.3** *Disc Stack Bowl Centrifuge.*

*Disc stack bowl centrifuge* berisi lembaran berbentuk kerucut dari cakram yang disebut logam dengan jarak sekecil 0,3 mm antar logamnya. Cakram diputar dengan *bowl* yang berfungsi membagi cairan menjadi lapisan tipis. Seperti ditunjukkan pada Gambar 8.4, umpan dilepaskan di dekat bagian bawah *centrifuge* dan bergerak ke atas melalui lubang cakram antara cakram, komponen berat umpan dilempar ke luar di bawah pengaruh gaya sentrifugal sementara cairan ringan dipindahkan ke pusat *bowl*. *Disc stack bowl centrifuge* digunakan dalam proses bioproses biasanya dengan kekuatan 5000 sampai 15.000 kali gravitasi. Sebagai panduan, perbedaan densitas minimum cairan padatan untuk pemisahan pada *Disc stack bowl centrifuge* adalah sekitar 0,01 sampai 0,03 kg m<sup>-3</sup>. Dalam operasi praktis dengan laju alir yang sesuai, Diameter partikel minimum yang dipisahkan adalah sekitar 0,5 µm [3].



**Gambar 7.4** Mekanisme pemisahan padatan *Disc stack bowl centrifuge* Dari C.J. Geankoplis, 1983, *Proses dan Unit Transportasi Operasi*, edisi kedua, Allyn dan Bacon, Boston.

Karakteristik kinerja peralatan sentrifugasi digunakan untuk pemisahan industri dirangkum dalam Tabel 7.1.

**Tabel 7.1** Karakteristik kinerja peralatan sentrifugasi

Tipe Sentrifugal	Diameter Bowl (cm)	Kecepatan (rpm)	Kekuatan maks sentrifugal (x gravitasi)	Cairan masuk ( $l\ min^{-1}$ )	Padatan masuk ( $l\ min^{-1}$ )	Daya Pompa (kW)
Tubular bowl	10	15.000	13.200	0,4-40		1,5
	13	15.000	15.900	0,8-80		2,2
Disc stack	18	12.000	14.300	0,4-40		0.25
	33	7.500	10.400	20-200		4,5
	61	4.000	5.500	80-800		5,6
with nozzle discharge	25	10.000	14.200	40-150	1,5-15	15
	41	6.250	8.900	100-550	7-70	30
	69	4.200	6.750	150-1500	15-190	95
	76	3.300	4.600	150-1500	15-190	95

Data dari Buku Pegangan Teknik Kimia Perry, 1997, edisi ke-7, McGraw-Hill, New York.

### Teori Sentrifugasi

Kecepatan partikel dalam sentrifuse dibandingkan dengan kecepatan pengendapan terjadi karena pengaruh gravitasi dan efektivitas gravitasi. Kecepatan akhir selama proses pengendapan karena gaya gravitasi dalam larutan suspensi diberikan dengan Hukum Stoke.

$$u_g = \frac{\rho_p - \rho_L}{18 \mu} D_p^2 g$$

Dimana:

- $u_g$  = kecepatan gravitasi karena grafitasi.
- $\rho_p$  = densitas partikel
- $\rho_f$  = densitas fluida
- $\mu$  = viskositas fluida
- $D_p$  = diameter partikel padatan
- $g$  = grafitasi

Dalam centrifuge, kecepatan terminal yang sesuai adalah:

$$u_c = \frac{\rho_p - \rho_L}{18 \mu} D_p^2 \omega^2 r$$

Dimana  $u_c$  adalah kecepatan partikel dalam centrifuge,  $\omega$  adalah kecepatan sudut *bowl* dalam satuan  $\text{rad s}^{-1}$ , dan  $r$  adalah jari-jari drum sentrifugal. Rasio kecepatan dalam centrifuge terhadap kecepatan di bawah gravitasi disebut efek sentrifugasi atau bilangan  $g$ , dan biasanya dilambangkan dengan  $Z$ . Oleh karena itu:

Kinerja sentrifugal dengan ukuran yang berbeda dapat dibandingkan dengan menggunakan parameter disebut faktor sigma  $\Sigma$ . Secara fisik,  $\Sigma$  mewakili luas penampang dari permukaan gravitasi dengan karakteristik sedimentasi yang sama seperti sentrifugal. Untuk sentrifugal kontinu,  $\Sigma$  terkait dengan laju umpan bahan sebagai berikut:

$$\Sigma = \frac{Q}{2 u_g}$$

Dimana  $Q$  adalah laju umpan volumetrik dan  $u_g$  adalah kecepatan terminal partikel dalam medan gravitasi. Jika dua alat sentrifugal hadir dengan keefektifan yang sama:

$$\frac{Q_1}{\Sigma_1} = \frac{Q_2}{\Sigma_2}$$

Dimana lambang 1 dan 2 menunjukkan dua alat sentrifugal. Persamaan untuk evaluasi  $\Sigma$  bergantung pada desain sentrifugal. Untuk *disk stack bowl centrifuge*:

$$\Sigma = \frac{2 \pi \omega^2 (N - 1)}{3g \tan \theta} (r_2^3 - r_1^3)$$

Dimana  $\omega$  adalah kecepatan sudut pada  $\text{rad s}^{-1}$ ,  $N$  adalah jumlah cakram dalam tumpukan,  $r_2$  adalah radius luar cakram,  $r_1$  adalah jari-jari dalam cakram,  $g$  adalah percepatan gravitasi, dan  $\theta$  adalah kerucut setengah Sudut cakram. Untuk *tubular bowl centrifuge*:

$$\Sigma = \frac{\pi \omega^2 b}{2g} (3r_2^3 - r_1^3)$$

Dimana  $b$  adalah panjang *bowl*,  $r_1$  adalah jari-jari permukaan cair, dan  $r_2$  adalah jari-jari dinding dalam *bowl*. Karena  $r_1$  dan  $r_2$  dalam *tubular bowl centrifuge* hampir sama, Persamaannya menjadi:

$$\Sigma = \frac{2 \pi \omega^2 b r^2}{g}$$

Dimana  $r$  adalah radius rata-rata yang kira-kira sama dengan  $r_1$  atau  $r_2$ .

### Contoh 2 Pengaktifan Sel di *Disc Stack Centrifuge*

*Disk stack bowl centrifuge* kontinyu dioperasikan pada 5000 rpm untuk pemisahan ragi roti. Pada laju alir umpan  $60 \text{ l min}^{-1}$ , 50% sel diaktifkan. Untuk operasi pada kecepatan sentrifugasi konstan, pengaktifan padatan berbanding terbalik dengan laju alir.

- a) Berapa laju alir yang diperlukan untuk mencapai pengaktifan sel 90% jika kecepatan centrifuge dipertahankan pada 5000 rpm?

b) Berapa laju alir yang diperlukan untuk mencapai pengaktifan sel 90% pada laju alir umpan  $60 \text{ l min}^{-1}$ ?

Penyelesaian :

a) Jika pengaktifan padatan berbanding terbalik dengan laju alir umpan, laju alir yang diperlukan adalah:

$$\frac{50 \%}{90 \%} (60 \text{ l min}^{-1}) = 33.3 \text{ l min}^{-1}$$

b) Dari (a), pemulihan 90% dicapai pada  $Q_1 = 33.3 \text{ l min}^{-1}$  dan  $\omega_1 = 5000 \text{ rpm}$ . Untuk  $Q_2 = 60 \text{ l min}^{-1}$ , maka:

$$\frac{Q_1}{\Sigma_1} = \frac{Q_2}{\Sigma_2} = \frac{33.3 \text{ l min}^{-1}}{60 \text{ l min}^{-1}} = 0.56$$

Karena sentrifugal yang sama digunakan dan semua parameter geometriknya sama, maka:

$$\frac{\Sigma_1}{\Sigma_2} = \frac{\omega_1^2}{\omega_2^2} = 0.56$$

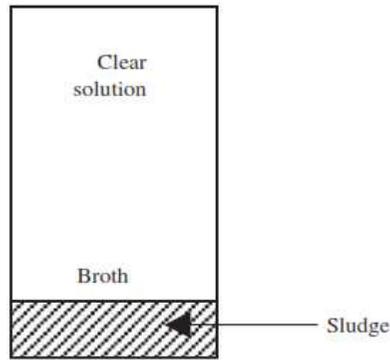
Rasio  $\omega_1^2$  terhadap  $\omega_2^2$  menjadi 0.56. Oleh karena itu:

$$\omega_2^2 = \frac{\omega_1^2}{0.56} = \frac{(5000 \text{ rpm})^2}{0.56} = 4.46 \times 10^7 \text{ rpm}^2$$

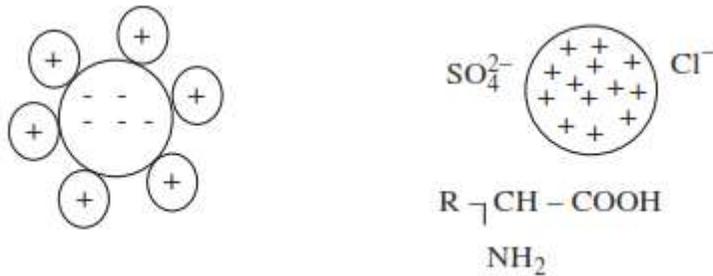
$\omega_2 = 6680 \text{ rpm}$ .

## 7.5 SEDIMENTASI

Sel-sel tersuspensi yang di hasilkan dari proses fermentasi seperti *single cell protein*, perlu penambahan koagulan untuk memudahkan proses pemisahan. Gambar 8.3 menunjukkan proses pemisahan dengan sedimentasi. Koagulan yang biasa digunakan dalam proses fermentasi adalah *lime* (CaO), alum ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) dan flokulan kation polyvalen yang mudah berinteraksi dengan protein. Interaksi ini ditampilkan pada Gambar 7.5.



**Gambar 7.5** Sedimentasi dan pengendapan lumpur



**Gambar 7.6** Flok dengan interaksi positif dan negative

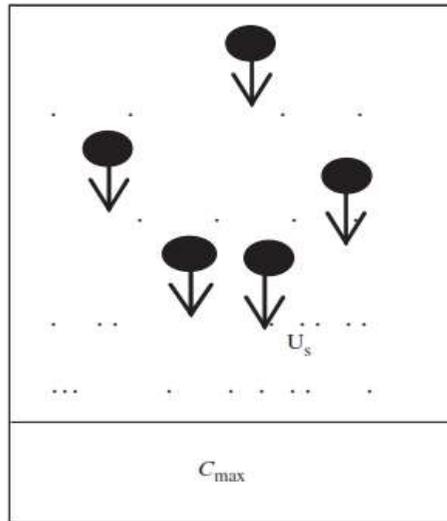
Gambar 7.6 menunjukkan partikel padatan yang mudah mengendap dalam fluida. Ketika sel memiliki kecenderungan yang tinggi untuk mengendap, dengan bantuan kation polyvalen, biomassa kemungkinan besar di recovery.

*Barley* (starch)  $\xrightarrow{\text{Sacharomyes cerevisiae}}$  pembuatan bir

Kecepatan pengendapan didefinisikan sebagai:

$$\mu_s = k C^{-m}$$

Dimana nilai m berkisar 1.7-2.6.



**Gambar 7.7** Bentuk partikel solid yang mudah mengendap

## 7.6 CELL DISRUPTION

*Cell disruption* digunakan untuk memisahkan larutan yang sangat homogen. Diperlukan tekanan tinggi untuk bisa memisahkan sel dari cairan fermentasi. Tipe ini disebut Manton-Gaulin Homogenizer. Pada sistem ini pompa bertekanan tinggi dengan lubang melewati sel ditekan sampai 550 atm.

## 7.7 EKSTRAKSI

Antibiotik sangat baik larut dalam air. Cairan penicillin mengandung antibiotik 20-35 mg/L. Filtrasi dipakai untuk memisahkan micellia biomassa menggunakan filter aid. Solven yang digunakan untuk proses pemisahan penicillin adalah amyl asetat, butyl asetat, methyl isobuthyl ketone dan methyl ethyl ketone (MEK). Solven organik digunakan untuk mengekstrak antibiotik. Karakteristik antibiotik dan produk dari proses ekstraksi disimpulkan sebagai berikut:

1. *Water immicible*
2. Ekstraksi *multistage*
3. Pemurnian, memberikan konsentrasi produk yang tinggi.

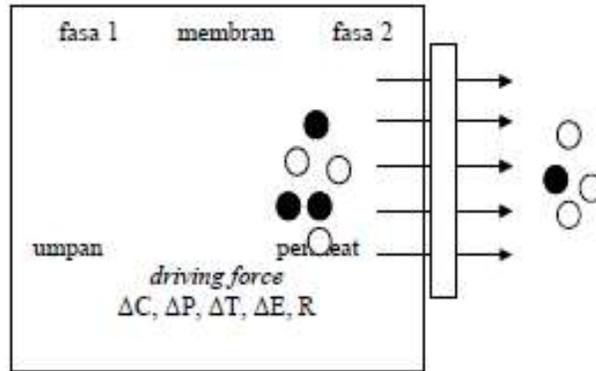
Tahapan proses ekstraksi yang digunakan untuk menghasilkan produk dari cairan fermentasi adalah

1. 20 – 35 g/L antibiotic
2. Filtrasi untuk menghilangkan mycelia dengan menambahkan polimer untuk mendapatkan filtrate yang jernih.
3. Netralisasi penicillin dengan pH 2-3
4. Ekstraksi solven menggunakan solven yang sesuai seperti amyl acetat, maka didapatkan larutan garam penicillin.
5. Precipitasi antibiotik dengan butyl acetat, isobutyl keton dan ion mineral seperti  $\text{Na}^+$ .
6. Kristalisasi sehingga produk padat dengan mudah bisa dipisahkan.  
Proses lain yang biasa dipakai untuk proses pemisahan produk terlarut adalah proses adsorpsi dan kromatografi.

## 7.8 PROSES PEMISAHAN DENGAN MEMBRAN

Membran merupakan suatu lapisan tipis antara dua fasa fluida yaitu fasa umpan (*feed*) dan fasa permeat yang bersifat sebagai penghalang (*barrier*) terhadap suatu spesi tertentu, yang dapat memisahkan zat dengan ukuran yang berbeda serta membatasi transpor dari berbagai spesi berdasarkan sifat fisik dan kimianya. Membran bersifat semipermeabel, berarti membran dapat menahan spesi-spesi tertentu yang lebih besar dari ukuran pori membran dan melewatkan spesi-spesi lain dengan ukuran lebih kecil. Sifat selektif dari membran ini dapat digunakan dalam proses pemisahan.

Proses pemisahan dengan membran mempunyai kemampuan memindahkan salah satu komponen berdasarkan sifat fisik dan kimia dari membran serta komponen yang dipisahkan. Perpindahan yang terjadi karena adanya gaya dorong (*driving force*) dalam umpan yang berupa beda tekanan ( $\Delta P$ ), beda konsentrasi ( $\Delta C$ ), beda potensial listrik ( $\Delta E$ ) dan beda temperatur ( $\Delta T$ ) serta selektifitas membran yang dinyatakan dengan rejeksi. Pada gambar 8.8 memperlihatkan skema proses pemisahan dengan membran.



**Gambar 7.8** Skema pemisahan dengan menggunakan membran

Membran dapat dibuat dari bahan alami dan bahan sintesis, dimana bahan alami adalah bahan yang berasal dari alam seperti dari pulp, kapas sedangkan bahan sintesis dibuat dari bahan kimia seperti polimer. Membran juga dapat dibuat dari polimer alam (organik) dan polimer anorganik.

Membran berfungsi memisahkan material berdasarkan ukuran dan bentuk molekul, menahan komponen dari umpan yang mempunyai ukuran lebih besar dari pori-pori membran dan melewatkan komponen yang mempunyai ukuran yang lebih kecil. Filtrasi dengan menggunakan membran berfungsi sebagai sarana pemisahan dan juga sebagai pemekatan dan pemurnian dari suatu larutan yang dilewatkan pada membran tersebut.

Teknologi membran mempunyai beberapa keunggulan yaitu proses pemisahannya berlangsung pada suhu kamar, dapat dilakukan secara kontiniu, sifat yg bervariasi, dapat diatur sesuai dengan kebutuhan. Proses pemisahan dengan membran menggunakan gaya dorong berupa beda kuat tekan, medan listrik dan beda konsentrasi dan dapat dikelompokkan menjadi mikromembran, ultramembran, nanomembran dan *reverse osmosis*. Selain memiliki sifat yang unggul, teknologi membran juga mempunyai kelemahan yaitu pada fluks dan selektifitas. Pada proses membran terjadi perbedaan yang berbanding terbalik antara fluks dan selektifitas. Semakin tinggi fluks berakibat menurunnya selektifitas pada membran. Sedangkan yang paling diharapkan pada membran adalah mempertinggi fluks dan selektifitas dari kinerja membran tersebut.

## Klasifikasi Membran

Membran dapat diklasifikasikan ke dalam beberapa kelompok berdasarkan bahan yang digunakan, yaitu :

### a) Membran Polimer

Pada dasarnya semua polimer dapat digunakan sebagai penghalang (*barrier*) atau material membran namun sifat fisika dan sifat kimianya sangat berbeda dikarenakan hanya polimer tertentu yang dapat digunakan dalam percobaan. Membran polimer diklasifikasikan menjadi membran berpori dan membran tidak berpori. Membran berpori diaplikasikan pada mikrofiltrasi dan ultrafiltrasi, sedangkan membran nonpori diaplikasikan pada pemisahan gas dan pervaporation. Faktor utama untuk penentuan pemisahan material pada membran berpori adalah ukuran pori dan distribusi ukuran pori serta stabilitas kimia dan termal pada membran. Sedangkan pada membran nonpori yang digunakan untuk pemisahan gas/pervaporasi ditentukan oleh performansi membran yaitu pada selektifitas dan fluks. Pada umumnya menggunakan membran asimetrik.

### b) Membran Anorganik

Pada membran anorganik stabilitas kimia dan termalnya berhubungan dengan material polimer. Pembagian tipe membran anorganik dibedakan menjadi 3, yaitu :

1. Membran keramik
2. Membran gelas
3. Membran metalik

Membran keramik dibentuk dengan perpaduan sebuah logam dengan non logam sehingga membentuk oksida, nitrida, atau karbida. Membran gelas (silika,  $\text{SiO}_2$ ) menggunakan teknik *demixed glasses*. Sedangkan membran metalik ditentukan dengan sintering bubuk logam, namun penjelasan mengenai membran ini masih terbatas.

### c) Membran Biologi

Struktur dan fungsi dari membran biologi sangat berbeda dengan membran sintetik. Membran biologi atau membran sel mempunyai struktur yang sangat kompleks. Karakteristik beberapa membran sel mengandung struktur lipid bilayer.

Jenis membran berdasarkan strukturnya, membran dibagi menjadi dua jenis yaitu membran simetris dan asimetris. Membran simetris tersusun atas satu macam lapisan (homogen) dengan ketebalan 10-200  $\mu\text{m}$ . Membran jenis ini dapat menahan hampir semua partikel umpan dalam pori-porinya sehingga dapat tersumbat dan menurunkan permeabilitas dengan cepat. Membran asimetris terdiri dari lapisan tipis yang aktif dan beberapa lapisan pendukung yang berpori di bawahnya (heterogen). Ukuran dan kerapatan porinya tidak sama dari bagian atas ke bagian bawah. Ketebalan lapisan tipisnya adalah 0,1-0,5  $\mu\text{m}$  dan lapisan pendukungnya 50-150  $\mu\text{m}$ .

Berdasarkan prinsip pemisahannya, membran digolongkan kepada tiga kelompok, yaitu :

a) Membran berpori (*porous membrane*)

Membran ini digunakan untuk pemisahan partikel besar hingga makromolekul (mikrofiltrasi dan ultrafiltrasi). Ukuran pori akan menentukan sifat pemisahannya, dimana selektifitas yang tinggi dapat diperoleh jika ukuran pori lebih kecil daripada ukuran partikel yang akan dipisahkan

b) Membran tidak berpori (*dense membrane*)

Membran ini digunakan dalam pemisahan gas dan pervaporasi yang mampu memisahkan campuran senyawa yang memiliki berat molekul relatif sama, misalnya dalam proses pemisahan gas yang dapat memisahkan campuran  $\text{H}_2/\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2/\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2/\text{N}_2$ . Selektifitas pada membran ini terjadi akibat perbedaan kelarutan (*solubility*) atau difusifitas.

c) Membran cair

Pada membran ini proses transpor tidak dipengaruhi oleh membran atau material membran, melainkan oleh molekul pembawa (*carrier*) yang sangat spesifik. Pembawa yang mengandung membran berada di dalam pori membran. Selektifitas membran bergantung kepada kekhususan molekul pembawa yang digunakan.

Prinsip pemisahan dengan membran adalah berdasarkan ukuran partikel. Membran yang dipakai di industri, diklasifikasikan menjadi 6 kategori:

1. Reverse osmosis
2. Nanofiltrasi

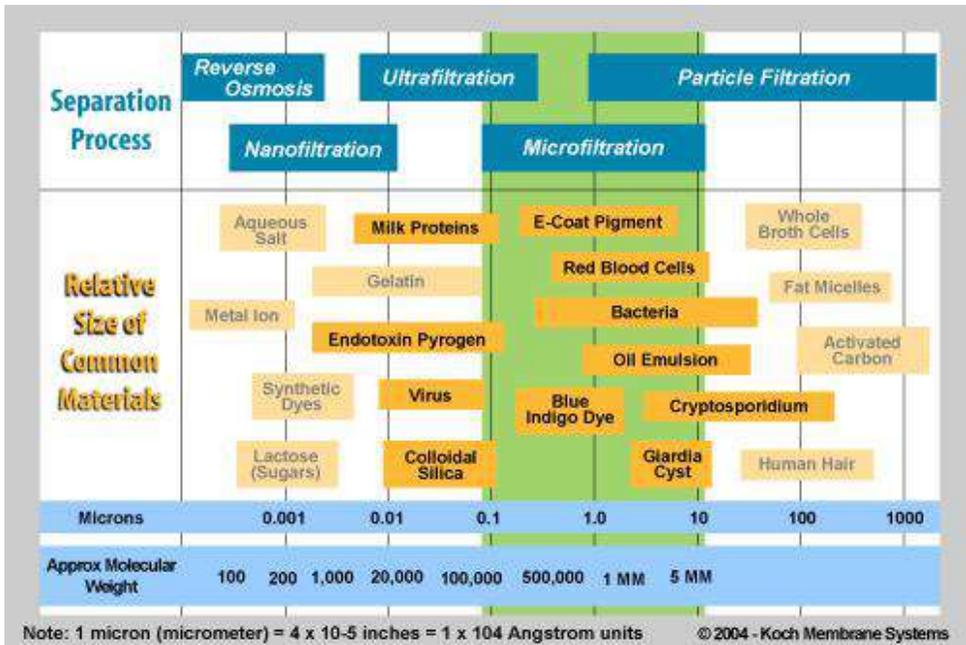
3. Ultrafiltrasi
4. Mikrofiltrasi
5. Pemisahan gas dan pervaporasi
6. Dialysis

Klasifikasi pemisahan membran untuk sistem cairan ditampilkan pada Tabel 7.2.

**Tabel 7.2** Klasifikasi proses pemisahan membran untuk cairan

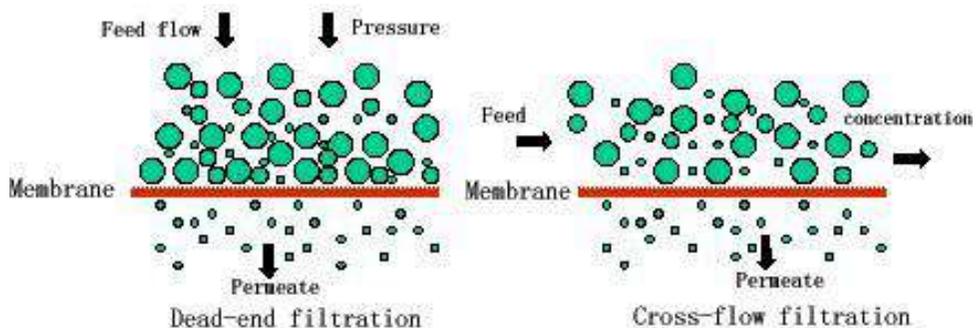
Proses	Gaya pendorong	Ukuran partikel	Contoh material yang dipisahkan
Mikrofiltrasi	Perbedaan tekanan	0,1 – 10 $\mu\text{m}$	Partikel kecil, koloid dan sel microbial
Ultrafiltrasi	Perbedaan tekanan	<0,1 $\mu\text{m}$ – 5 nm	Emulsi, koloid, makromolekul dan protein
Reverse osmosis	Perbedaan tekanan	<5 nm	Larutan garam, organik yang kecil
Elektrodialisis	Perbedaan energi listrik	< 5 nm	Larutan garam
Dialisis	Perbedaan konsentrasi	< 5 nm	Pengolahan untuk gagal ginjal

Aplikasi pemanfaatan membran di teknologi bioproses ditampilkan pada Gambar 7.9.



**Gambar 7.9** Reverse osmosis, ultrafiltrasi, mikrofiltrasi dan penyaringan konvensional dengan perbedaan ukuran pori

Proses pemisahan dengan membran terjadi karena perbedaan tekanan aliran umpan dan aliran produk (*permeate*). Ilustrasi mengenai aplikasi proses pemisahan ditunjukkan pada Gambar 7.10



**Gambar 7.10** Proses filtrasi dengan membran

Tertahannya partikel/zat terlarut pada aliran sisa (*retentat*) cenderung terkumpul/terakumulasi pada permukaan membran, mengakibatkan berbagai

fenomena yang dapat mengurangi laju permeat (*fluk*) untuk sistem dengan fluk tetap. Fenomena ini secara umum disebut penyumbatan (*fouling*). Kelemahan dalam proses pemisahan dengan membran adalah *fouling*. *Fouling* dapat terjadi melalui mekanisme fisiokimia dan biologi yang kesemuanya berhubungan dengan meningkatnya deposisi material padatan pada permukaan membran dan pada struktur (di dalam pori) membran.

### **Material Membran**

Material membran yang umum digunakan adalah polimer dan keramik. Intinya harus secara mekanik kuat dan tahan terhadap temperatur dan pH operasi, serta zat kimia atau oksidan tertentu yang digunakan untuk pencucian membran. Biasanya membran yang baik memiliki porositas permukaan yang tinggi (fraksi pori/luas permukaan) dan distribusi ukuran pori yang seragam sehingga dicapai pemisahan dengan keluaran dan selektifitas yang tinggi. Contoh membran yang digunakan di industri adalah:

1. *Polyvinylidene difluoride* (PVDF)
2. *Polyethylsulfine/polysulfone* (PES/PSF)
3. *Polyethylene* (PE)
4. *Polypropylene* (PP)

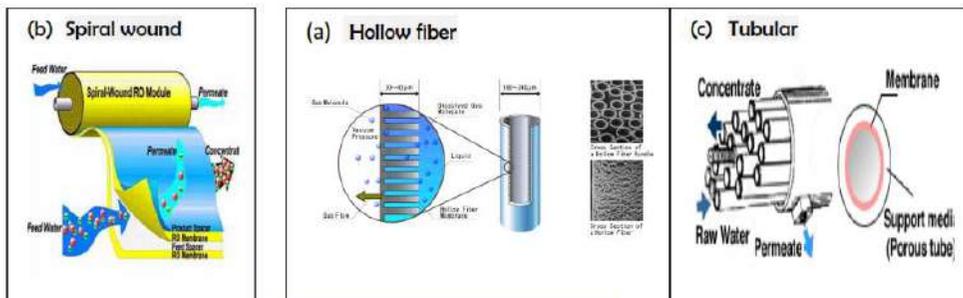
Polimer-polimer di atas dapat dibentuk menjadi membran dengan struktur tertentu dan resistensi memadai. Selain menggunakan bahan dasar tersebut, biasanya ditambahkan bahan aditif lain untuk meningkatkan sifat permukaan membran.

Konfigurasi membran tergantung dari bagaimana mengatur membran sehingga bisa digunakan untuk proses pemisahan. Satu unit konfigurasi biasanya disebut modul. Unit terkecil membran yang menyusun modul disebut elemen. Kumpulan modul yang tersusun dalam satu kelompok disebut train. Pengaturan ini biasanya didesain untuk memenuhi kriteria berikut:

1. Area/volume yang tinggi
2. Tingkat turbulensi tinggi
3. Energi/ volume produk yang rendah
4. Biaya/area rendah
5. Desain yang memfasilitasi proses pencucian

6. Desain yang memungkinkan modularisasi

Seluruh desain membran memungkinkan terjadinya modularisasi. Artinya, satu unit operasi tersusun atas beberapa atau banyak modul. Kapasitas membran bisa ditingkatkan dengan menambahkan modul membran. Demikian juga jika terjadi kerusakan membran, dapat diganti dengan modul baru. Modul membran yang digunakan dalam bioproses ada 3 macam yaitu : *spiral wound*, *hollow fibre* dan *tubular* yang ditampilkan pada Gambar 7.11.

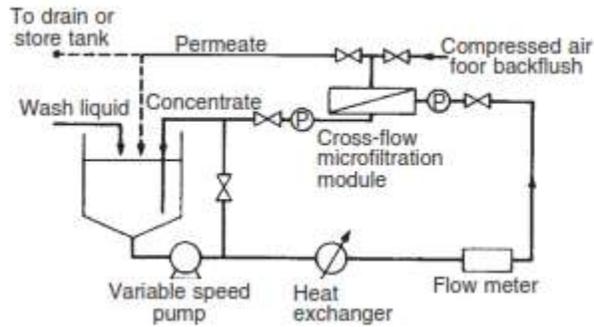


**Gambar 7.11** Konfigurasi membran

Tabel 7.3 menampilkan rancangan modul yang biasa digunakan untuk proses pemisahan dan blok diagram sederhana untuk sistem *cross flow* ditampilkan pada Gambar 7.12.

**Tabel 7.3** Design modul yang biasa digunakan untuk proses pemisahan

<b>Aplikasi</b>	<b>Tipe modul</b>
Reverse osmosis; air laut	Hollow fibres dan spiral wound
Reverse osmosis; industri dan air payau	Spiral wound lebih sering digunakan; fibre rentan terhadap scaling dan fouling.
Ultrafiltrasi	Tubular dan spiral wound. Tubular untuk umpan yang mudah membuat fouling (cat otomotif). Spiral wound untuk membersihkan umpan (ultrapure water).
Pemisahan gas	Hollow fiber untuk aplikasi volume tinggi dengan fluk rendah, selektivitas rendah. Spiral wound ketika fluk besar, umpan gas lebih terkontaminasi dan masalah polarisasi konsentrasi (pemisahan gas alam, permeasi uap).



Gambar 7.12 Diagram alir untuk sistem *cross flow* sederhana

### Flux, Permeabilitas dan Resistan

Fluk ( $J$ ), permeabilitas ( $L$ ) dan resistansi ( $R$ ) adalah istilah yang digunakan untuk mengkuantifikasi dan mendesain proses pemisahan dengan membran. Fluk didefinisikan sebagai laju alir volumetrik permeate:

$$J = \frac{V}{A_t}$$

Dimana :

- $V$  : volume permeat (liter)
- $A$  : luas permukaan membran ( $m^2$ )
- $t$  : waktu filtrasi (jam)

Permeabilitas merupakan sifat intrinsik membran dan didefinisikan sebagai:

$$L = \frac{v}{A \cdot P}$$

Dimana :

- $v$  : laju alir volumetrik permeat (liter/jam)
- $A$  : luas permukaan membran ( $m^2$ )
- $P$  : tekanan (Bar)

Satuan permeabilitas adalah liter/ $m^2$ /jam/bar/ atau disingkat LMH/bar (liter per square meter per hour per bar)

Resistan adalah  $1/L$ . Perlu diingat bahwa ketika proses filtrasi berlangsung, terjadi penurunan flux atau peningkatan tekanan. Dengan demikian resistansi filtrasi selalu berubah. Pada awal filtrasi sebelum terjadinya fouling merupakan

resistan intrinsik membran, sedangkan penambahan resisten terjadi akibat foiling, atau resisten fouling.

Proses pemisahan dengan membran ada dua proses yaitu *dead-end* dan *cross flow* seperti yang dilihat pada Gambar 8.10. Pada konfigurasi *dead-end* tidak terdapat retentat sedangkan jika terdapat retentat disebut *cross flow*. Jadi pada konfigurasi *cross flow* terdapat sebagian feed yang tidak menjadi permeat. Rasio antara permeat dan feed disebut *recovery* atau perolehan ( $p$ , permeat).

Filtrasi selalu berimplikasi meningkatnya resisten. Pada kasus *dead-end*, resisten meningkat dengan meningkatnya ketebalan lapisan fouling yang terbentuk pada permukaan membran yang umumnya dianggap proporsional terhadap volume permeat. Sedangkan untuk proses *cross-flow*, deposisi terjadi sampai pada saat terjadi kesetimbangan dimana penambahan sumbatan sama dengan laju perusakannya akibat aliran feed yang melewati permukaan membran.

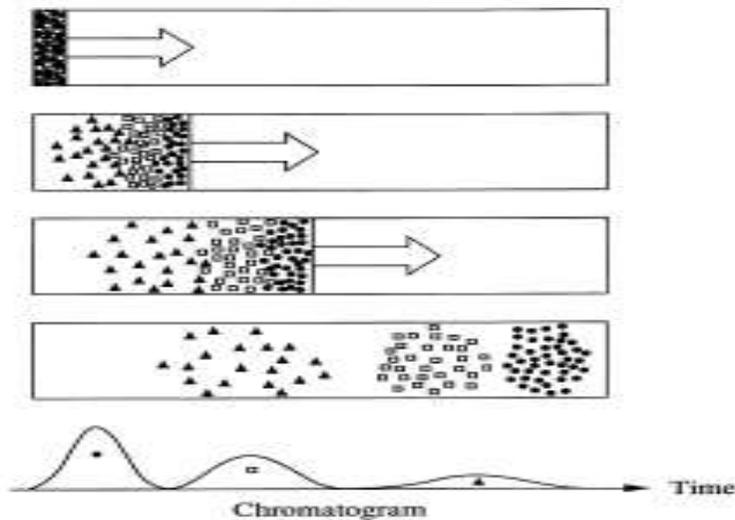
### **Pencucian Fisik dan Kimia**

Pencucian pada membran dilakukan karena terjadi proses penyumbatan. Pencucian secara fisik umumnya dilakukan dengan pompa balik (*back-flush*), relaksasi. Pompa-balik dilakukan dengan membalikkan arah pompa sehingga sebagian permeat dikembalikan ke feed, sedangkan relaksasi dilakukan dengan menghentikan sementara pemompaan. Kedua teknik ini dapat dipakai secara terpisah maupun terpadu. *Back-flush* dapat dipadukan dengan udara. Sedangkan pencucian secara kimia biasanya menggunakan asam, basa, oksidan kuat atau kombinasinya. Pencucian fisik biasanya lebih cepat (kurang dari dua menit) dan baik untuk membran dalam jangka waktu panjang. Pencucian fisik hanya membersihkan foulan yang menempel secara lemah (*reversible fouling*). Sementara pencucian kimia biasanya digunakan untuk menghilangkan foulan yang menempel secara kuat (*irreversible fouling*). Namun demikian selalu akan ada foulan yang secara permanen menempel dan tidak dapat dicuci secara baik secara fisik maupun kimia. Foulan ini biasanya disebut *irrecoberable fouling*. *Irrecoverable fouling* ini akan terus menerus bertambah dan pada akhirnya menentukan usia membran. Fluk operasi merupakan parameter yang paling menentukan fouling, jangka waktu antara *black-flush* atau relaksasi.

## KEGIATAN BELAJAR 2

### 7.9 KROMATOGRAFI

Kromatografi berasal dari bahasa Yunani ‘Kromatos’ yang berarti warna dan ‘Graphos’ yang berarti menulis. Kromatografi merupakan metode pemisahan yang sederhana. Kromatografi mencakup berbagai proses yang berdasarkan pada perbedaan distribusi dari penyusunan cuplikan antara dua fasa, salah satu diantaranya bergerak secara berkesinambungan dalam arah tertentu dan di dalamnya zat-zat itu menunjukkan perbedaan mobilitas disebabkan adanya perbedaan dalam absorpsi, partisi, kelarutan, tekanan uap, ukuran molekul atau kerapatan muatan ion dinamakan kromatografi sehingga masing-masing zat dapat diidentifikasi atau ditetapkan dengan metode analitik. Skema representasi kromatografi diberikan pada Gambar 7.13.



**Gambar 7.13** Skema Proses Kromatografi. Dari P.A. Belter, E.L. Cussler, and W.-S. Hu, 1988, *Bioseparations: Downstream Processing for Biotechnology*, John Wiley, New York.

Pada dasarnya, teknik kromatografi ini membutuhkan zat terlarut terdistribusi di antara dua fase, satu diantaranya diam (fase diam), yang lainnya bergerak (fase gerak). Fase gerak membawa zat terlarut melalui media, hingga terpisah dari zat terlarut lainnya yang tereluasi lebih awal atau lebih akhir. Umumnya zat terlarut dibawa melewati media pemisah oleh cairan atau gas yang disebut eluen. Fase diam dapat bertindak sebagai zat penyerap atau dapat

betindak melarutkan zat terlarut sehingga terjadi partisi antara fase diam dan fase gerak (Anonim, 1995).

Prosedur kromatografi masih dapat digunakan, jika metode klasik tidak dapat dilakukan karena jumlah cuplikan rendah, kompleksitas campuran yang hendak dipisahkan atau sifat berkerabat zat yang dipisah.

Setelah komponen terelusi dari kolom, komponen tersebut dapat dianalisis dengan menggunakan detektor atau dapat dikumpulkan untuk analisis lebih lanjut. Beberapa alat-alat analitik dapat digabungkan dengan metode pemisahan untuk analisis secara *on-line* (*on-line analysis*) seperti: penggabungan kromatografi gas (*gas chromatography*) dan kromatografi cair (*liquid chromatography*) dengan *mass spectrometry* (GC-MS dan LC-MS), *Fourier-transform infrared spectroscopy* (GC-FTIR), dan *diode-array* UV-VIS (HPLC-UV-VIS).

## **Macam - Macam Kromatografi**

Kromatografi ada bermacam-macam diantaranya kromatografi kertas, kromatografi lapis tipis, penukar ion, penyaringan gel dan elektroforesi.

### **1. Kromatografi Kertas**

kromatografi kertas merupakan kromatografi cairan-cairan dimana sebagai fasa diam adalah lapisan tipis air yang diserap dari lembab udara oleh kertas jenis fasa cair lainnya dapat digunakan. kromatografi kolom bertujuan untuk purifikasi dan isolasi komponen dari suatu campurannya. Teknik ini sangat sederhana. Prinsip dasar kromatografi kertas adalah partisi multiplikatif suatu senyawa antara dua cairan yang saling tidak bercampur. Jadi partisi suatu senyawa terjadi antara kompleks selulosa-air dan fasa mobil yang melewatinya berupa pelarut organik yang sudah dijenuhkan dengan air atau campuran pelarut.

Cara melakukannya, cuplikan yang mengandung campuran yang akan dipisahkan ditetaskan/diletakkan pada daerah yang diberi tanda di atas sepotong kertas saring dimana ia akan meluas membentuk noda yang bulat. Bila noda telah kering, kertas dimasukkan dalam bejana tertutup yang sesuai dengan satu ujung, dimana tetesan cuplikan ditempatkan, tercelup dalam pelarut yang dipilih

sebagai fasa bergerak (jangan sampai noda tercelup karena berarti senyawa yang akan dipisahkan akan terlarut dari kertas).

Pelarut bergerak melalui serat dari kertas oleh gaya kapiler dan menggerakkan komponen dari campuran cuplikan pada perbedaan jarak dalam arah aliran pelarut. Bila permukaan pelarut telah bergerak sampai jarak yang cukup jauhnya atau setelah waktu yang telah ditentukan, kertas diambil dari bejana dan kedudukan dari permukaan pelarut diberi tanda dan lembaran kertas dibiarkan kering. Jika senyawa-senyawa berwarna maka mereka akan terlihat sebagai pita atau noda yang terpisah. Jika senyawa tidak berwarna harus dideteksi dengan cara fisika dan kimia. Yaitu dengan menggunakan suatu pereaksi-pereaksi yang memberikan sebuah warna terhadap beberapa atau semua dari senyawa-senyawa. Bila daerah dari noda yang terpisah telah dideteksi, maka perlu mengidentifikasi tiap individu dari senyawa. Metoda identifikasi yang paling mudah adalah berdasarkan pada kedudukan dari noda relatif terhadap permukaan pelarut, menggunakan harga Rf.

## **2. Kromatografi lapis tipis**

Kromatografi lapis tipis (KLT) adalah suatu tehnik pemisahan yang sederhana dan banyak digunakan. Metode ini menggunakan lempeng kaca atau lembaran plastik yang ditutupi penyerap untuk lapisan tipis dan kering bentuk silika gel, alumina, selulosa dan polianida. Untuk menotolkan larutan cuplikan pada lempeng kaca, pada dasarnya digunakan mikro pipet/ pipa kapiler. Setelah itu, bagian bawah dari lempeng dicelup dalam larutan pengulsi di dalam wadah yang tertutup. (Chamber)

Kromatografi Lapis Tipis (KLT) ini mirip dengan kromatograafi kertas, hanya bedanya kertas digantikan dengan lembaran kaca tau plastik yang dilapisi dengan lapisan tipis adsorben seperti alumina, silike gel, selulosa atau materi lainnya.

Lapisan tipis adsorben pada proses pemisahan berlaku sebagai fasa diam. Kromatografi lapis tipis lebih bersifat reproduksibel (bersifat boleh diulang) dari pada kromatografi kertas. Sebagai fasa diam dalam KLT berupa serbuk halus dengan ukuran 5 – 50 mikrometer. Serbuk halus ini dapat berupa adsorben penukar ion. Bahan adsorben sebagai fasa diam dapat digunakan gel, alumina,

dan serbuk selulosa. Partikel silica gel mengandung gugus hidrosil dipermukaannya yang akan membentuk ikatan hydrogen dengan molekul – molekul polar.

Untuk membuat lapisan tipis pada KLT perlu dibuat bubur (*slurry*) ber-air dari serbuk halus tadi. Zat pengikat dapat menggunakan gips, barium sulfat, polivenil alcohol atau kanji perlu ditambahkan, untuk membantu peletakan lapisan tipis pada penyangga. Bubuk halus ini kemudian ditebarkan pada papan penyangga (kaca, plastik atau aluminium), secara merata sehingga diperoleh ketebalan lapisan 0,1 – 0,3 mm. lapisan tipis adsorben diaktifkan dengan pengeringan didalam oven pada suhu 100 °C selama beberapa jam. (<http://robbaniryo.com/ilmu-kimia/kromatografi-lapis-tipis-klt/>)

Pemisahan campuran dengan cara kromatografi didasarkan pada perbedaan kecepatan merambat antara partikel-partikel zat yang bercampur pada medium tertentu. Dalam kehidupan sehari-hari pemisahan secara kromatografi dapat kita temui pada rembesan air pada dinding yang menghasilkan garis-garis dengan jarak tertentu.

### 3. Kromatografi penukar ion

Kromatografi pertukaran ion adalah salah satu teknik pemurnian senyawa spesifik di dalam larutan campuran. Prinsip utama dalam metode ini didasarkan pada interaksi muatan positif dan negatif antara molekul spesifik dengan matriks yang berada di dalam kolom kromatografi. Metode ini pertama kali dikembangkan oleh seorang ilmuwan bernama Thompson pada tahun 1850.



7.14 Kromatografi pertukaran ion

Secara umum, terdapat dua jenis kromatografi pertukaran ion, yaitu:

- Kromatografi pertukaran kation, bila molekul spesifik yang diinginkan bermuatan positif dan kolom kromatografi yang digunakan bermuatan negatif. Kolom yang digunakan biasanya berupa matriks dekstran yang mengandung gugus karboksil ( $-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{CH}_2\text{SO}_3^-$  dan  $-\text{O}-\text{CH}_2\text{COO}^-$ ). Larutan penyangga (*buffer*) yang digunakan dalam sistem ini adalah asam sitrat, asam laktat, asam asetat, asam malonat, buffer MES dan fosfat.
- Kromatografi pertukaran anion, bila molekul spesifik yang diinginkan bermuatan negatif dan kolom kromatografi yang digunakan bermuatan positif. Kolom yang digunakan biasanya berupa matriks dekstran yang mengandung gugus  $-\text{N}^+(\text{CH}_3)_3$ ,  $-\text{N}^+(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{H}$ , dan  $-\text{N}^+(\text{CH}_3)_3$ . Larutan penyangga (*buffer*) yang digunakan dalam sistem ini adalah N-metil piperazin, bis-Tris, Tris, dan etanolamin.

Metode ini banyak digunakan dalam memisahkan molekul protein (terutama enzim). Molekul lain yang umumnya dapat dimurnikan dengan menggunakan kromatografi pertukaran ion ini antara lain senyawa alkohol, alkaloid, asam amino dan nikotin.

### **Fase Diam**

Ada banyak macam penukar ion, tetapi penukar ion polisterina berikatan silang paling luas penggunaannya. Gambar 6.5. b menggambarkan struktur resina penukar anion dengan matriks poliestirena berikatan silang yang sama, tetapi dengan gugus tetraalkilamonium. Resina poliestirena kerdang cenderung mengembang jika dimasukkan dalam pelarut. Air menetrasi ke dalam resina dan hidrasi, membentuk larutan sangat pekat dalam resina. Tekanan osmosa cenderung menekan air lebih banyak ke dalam resina dan padatan itu mengembang, jadi volumenya bertambah. Jumlah air yang diambil resina tergantung pada ion penukar dari resina dan menurun dengan bertambahnya jumlah ikatan silang. Resina pertukaran ion juga mengembang dalam pelarut organik, tetapi pengembangannya lebih kecil daripada dalam air.

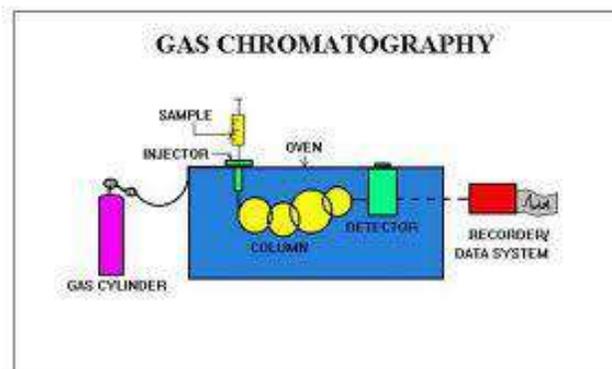
## Fase Gerak

Kebanyakan pemisahan kromatografi penukar ion dilakukan dalam media air sebab sifat ionisasi dari air. Dalam beberapa hal, digunakan pelarut campuran seperti air, alkohol dan juga pelarut organik. Kromatografi penukar ion dengan fase gerak media air, retensi puncak dipengaruhi oleh kadar garam total atau kekuatan ionik dan oleh pH fasa gerak. Kenaikkan kadar garam dalam fasa gerak menurunkan retensi senyawa cuplikan. Hal ini disebabkan oleh penurunan kemampuan ion cuplikan bersaing dengan ion fasa gerak untuk gugus penukar ion pada resina.

## 4. Kromatografi elektroforesis

Kromatografi elektroforesis menyangkut perbedaan migrasi spesies-spesies bermuatan dalam suatu larutan di bawah pengaruh dari penggunaan suatu gradient potensial. Kecepatan migrasi setiap spesies tergantung atas ukuran, bentuk dan muatan spesiesnya. Metoda elektroforesis merupakan metoda pemisahan suatu zat berdasarkan perbedaan muatan dan massa mekul relative dari komponen-komponennya. Pemisahan terjadi karena perbedaan laju migrasi komponen-komponen bermuatan oleh pengaruh medan listrik.

## 5. Kromatografi Gas



**Gambar 7.15** Kromatografi Gas

Campuran gas dapat dipisahkan dengan kromatografi gas. Fasa stationer dapat berupa padatan (kromatografi gas-padat) atau cairan (kromatografi gas-cair).

Umumnya, untuk kromatografi gas-padat, sejumlah kecil padatan inert misalnya karbon teraktivasi, alumina teraktivasi, silika gel atau saringan molekular diisikan ke dalam tabung logam gulung yang panjang (2-10 m) dan tipis. Fasa mobil adalah gas semacam hidrogen, nitrogen atau argon dan disebut gas pembawa. Pemisahan gas bertitik didih rendah seperti oksigen, karbon monoksida dan karbon dioksida dimungkinkan dengan teknik ini.

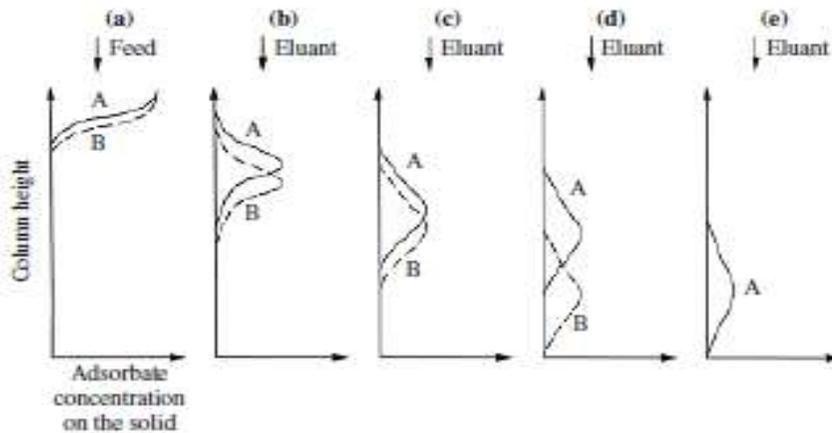
Dalam kasus kromatografi gas-cair, ester seperti ftalil dodesilsulfat yang diadsorbsi di permukaan alumina teraktivasi, silika gel atau penyaring molekular, digunakan sebagai fasa diam dan diisikan ke dalam kolom. Campuran senyawa yang mudah menguap dicampur dengan gas pembawa disuntikkan ke dalam kolom, dan setiap senyawa akan dipartisi antara fasa gas (mobil) dan fasa cair (diam) mengikuti hukum partisi. Senyawa yang kurang larut dalam fasa diam akan keluar lebih dahulu.

Metoda ini khususnya sangat baik untuk analisis senyawa organik yang mudah menguap seperti hidrokarbon dan ester. Analisis minyak mentah dan minyak atsiri dalam buah telah dengan sukses dilakukan dengan teknik ini.

Efisiensi pemisahan ditentukan dengan besarnya interaksi antara sampel dan cairannya. Disarankan untuk mencoba fasa cair standar yang diketahui efektif untuk berbagai senyawa. Berdasarkan hasil ini, cairan yang lebih khusus kemudian dapat dipilih. Metoda deteksinya, akan mempengaruhi kesensitifan teknik ini. Metoda yang dipilih akan bergantung apakah tujuannya analisis atau preparatif.

### **Migrasi Diferensial**

Migrasi diferensial memberikan dasar untuk pemisahan kromatografi dan diwakili secara diagram pada Gambar 7.16. Larutan mengandung dua zat terlarut A dan B yang memiliki afinitas kesetimbangan yang berbeda untuk fase diam. Demi singkatnya, mari kita katakan bahwa zat terlarut diserap pada fase diam, meskipun dapat teradsorbsi, terikat atau terperangkap tergantung pada jenis kromatografi yang digunakan



**Gambar 7.16** Migrasi diferensial dua zat terlarut A dan B.

Beberapa parameter digunakan untuk menandai migrasi diferensial. Variabel penting adalah volume  $V_e$  dari elusi pelarut yang dibutuhkan untuk membawa zat terlarut melalui kolom sampai muncul pada konsentrasi maksimumnya. Setiap komponen yang dipisahkan dengan kromatografi memiliki volume elusi yang berbeda. Parameter lain yang biasa digunakan untuk mengkarakterisasi elusi adalah faktor kapasitas,  $k$ :

$$k = \frac{V_e - V_0}{V_0}$$

Dimana  $V_0$  adalah volume kosong di kolom yaitu volume cairan di kolom di luar partikel. Untuk dua zat terlarut, rasio faktor kapasitas  $k_1$  dan  $k_2$  disebut selektivitas atau retensi relatif,  $\delta$ :

$$\delta = \frac{k_2}{k_1}$$

Persamaan ini biasanya diterapkan pada adsorpsi, partisi, ionexchange dan kromatografi afinitas.

Dalam kromatografi gel dimana pemisahan adalah fungsi dari ukuran molekul efektif, volume elusi mudah dihubungkan dengan sifat fisik kolom gel tertentu. Volume total kolom gel adalah:

$$V_T = V_0 + V_i + V_s$$

Dimana  $V_T$  adalah volume total,  $V_o$  adalah volume kosong di luar partikel,  $V_i$  adalah volume internal cairan di dalam pori-pori partikel, dan  $V_s$  adalah volume gel. Volume luar  $V_o$  dapat ditentukan dengan mengukur volume elusi suatu zat dari fase diam  $V_o$  biasanya sekitar sepertiga  $V_T$ . Larutan yang hanya sebagian dikeluarkan dari fase diam dengan volume yang dijelaskan oleh persamaan berikut:

$$V_e = V_o + K_p V_i$$

Dimana  $K_p$  adalah koefisien partisi gel, yang didefinisikan sebagai fraksi volume internal yang tersedia untuk zat terlarut. Untuk molekul besar yang tidak menembus padatan,  $K_p = 0$ , sehingga persamannya menjadi:

$$K_p = \frac{V_e - V_o}{V_i}$$

$K_p$  adalah parameter yang mudah digunakan untuk membandingkan hasil pemisahan yang diperoleh dengan kolom kromatografi-gel yang berbeda; Itu tidak tergantung pada ukuran kolom dan densitas. Namun, penentuan eksperimental  $K_p$  bergantung pada nilai  $V_i$ .  $V_i$  biasanya dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$V_i = a W_r$$

Dimana  $a$  adalah massa gel kering dan  $W_r$  adalah nilai air kembali, yang didefinisikan sebagai volume air yang diambil per massa gel kering. Nilai untuk  $W_r$  umumnya ditentukan oleh gel yang dihasilkan.  $V_i$  ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$V_i = \frac{W_r \rho_g}{(1 + W_r \rho_g)} (V_T - V_o)$$

Dimana  $\rho_g$  adalah densitas gel basah dan  $\rho_w$  adalah densitas air.

### Contoh 3. Pemisahan Hormon Menggunakan Kromatografi Gel

Kolom kromatografi-gel yang dikemas dengan resin *Sephacryl* digunakan untuk memisahkan dua hormon, A dan B. Kolom berdiameter 5 cm dan tinggi 0,3 m dan volume kosong adalah  $1,9 \times 10^{-4} \text{ m}^3$ . Nilai  $W_r$  adalah  $3 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$  *Sephacryl* kering; Densitas gel basah adalah  $1,25 \times 10^3 \text{ kg m}^{-3}$ . Koefisien partisi

untuk hormon A adalah 0,38; Koefisien partisi untuk hormon B adalah 0,15. Jika laju aliran eluant adalah  $0,7 \text{ l h}^{-1}$ , berapakah waktu retensi untuk setiap hormon? Penyelesaian :

Volume kolom total adalah:

$$V_T = \pi r^2 h = \pi (2.5 \times 10^{-2} \text{ m})^2 (0.3 \text{ m}) = 5.89 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$V_o = 1.9 \times 10^{-4} \text{ m}^3$  dan  $\rho_w = 1000 \text{ kg m}^{-3}$ . Maka:

$$V_i = \frac{W_r \rho_g}{(1 + W_r \rho_g)} (V_T - V_o)$$

$$V_i = \frac{3 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} (1.25 \times 10^3 \text{ kg m}^3)}{1 + (3 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1})(1000 \text{ kg m}^{-3})} (5.89 \times 10^{-4} \text{ m}^3 - 1.9 \times 10^{-4} \text{ m}^3)$$

$$V_i = 3.74 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$K_{pA} = 0,38$  dan  $K_{pB} = 0,15$ . Oleh karena itu:

$$V_{eA} = 1.9 \times 10^{-4} \text{ m}^3 + 0.38(3.74 \times 10^{-4} \text{ m}^3) = 3.32 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$V_{eB} = 1.9 \times 10^{-4} \text{ m}^3 + 0.15(3.74 \times 10^{-4} \text{ m}^3) = 2.46 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

Waktu yang terkait dengan volume elusi ini adalah:

$$t_A = \frac{3.32 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{0.7 \text{ l h}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} \right| \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \right|} = 28 \text{ h}$$

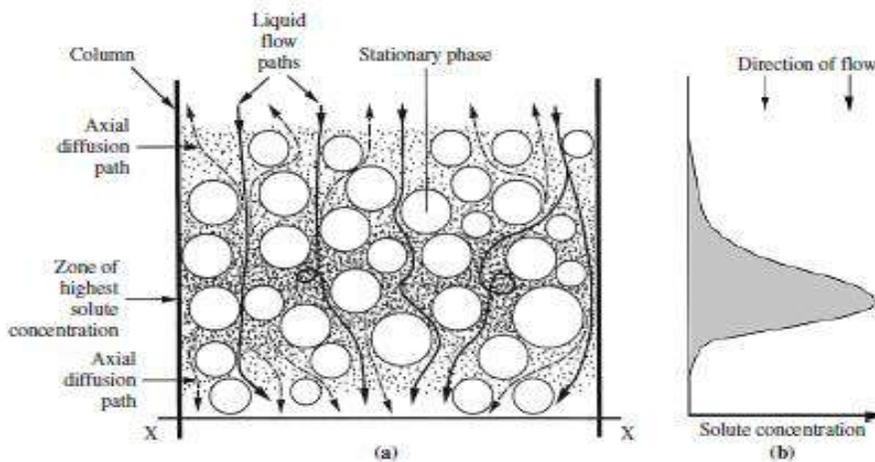
$$t_B = \frac{2.46 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{0.7 \text{ l h}^{-1} \cdot \left| \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} \right| \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \right|} = 21 \text{ h}$$

## Zona Penyebaran

Efektivitas kromatografi tidak hanya bergantung pada migrasi diferensial tetapi pada apakah gerombolan elusi untuk zat terlarut individu tetap kompak dan tanpa tumpang tindih. Idealnya, masing-masing zat terlarut harus keluar dari kolom pada waktu yang berbeda. Dalam prakteknya, gerombolan elusi agak menyebar sehingga masing-masing zat terlarut memakan waktu yang terbatas untuk melewati akhir kolom. Zona penyebaran tidak begitu penting ketika tingkat migrasi sangat bervariasi karena ada sedikit kemungkinan bahwa puncak

zat terlarut akan tumpang tindih. Namun, jika molekul yang dipisahkan memiliki struktur yang sama, tingkat migrasi juga akan serupa dan zona penyebaran harus dikontrol dengan hati-hati.

Seperti yang diilustrasikan pada Gambar 7.13, gerombolan elusi kromatogram yang khas memiliki puncak konsentrasi tinggi pada atau sekitar pusat kolom namun memiliki lebar hingga konsentrasi yang dilewatkan ke nol sebelum dan sesudah puncak. Penyebaran puncak zat terlarut disebabkan oleh beberapa faktor yang ditunjukkan secara skematis pada Gambar 7.17.



**Gambar 7.17** Zona Penyebaran pada Kromatografi Kolom

- Difusi aksial. Sebagai zat terlarut dilakukan melalui kolom, difusi molekul zat terlarut akan terjadi dari daerah dengan konsentrasi tinggi sampai daerah dengan konsentrasi rendah. Difusi pada arah aksial (yaitu, naik dan turun sepanjang tabung) ditunjukkan pada Gambar 7.17 (a) oleh garis putus-putus dengan panah. Difusi aksial memperluas puncak zat terlarut dengan mengangkut material ke hulu dan hilir jauh dari daerah konsentrasi terbesar.
- Difusi Eddy. Pada kolom yang dikemas dengan partikel padat, jalur aliran cairan melalui kolom bisa sangat bervariasi. Seperti ditunjukkan pada Gambar 7.17 (a), beberapa cairan akan mengalir hampir secara langsung melalui kolom sementara cairan lainnya akan menempuh jalur yang lebih panjang dan lebih berliku-liku melalui celah atau celah antar partikel. Dengan demikian, beberapa molekul zat terlarut yang dibawa dalam fluida akan

bergerak lebih lambat dari tingkat rata-rata kemajuan melalui kolom, sementara yang lain akan menempuh jalur yang lebih pendek dan bergerak di atas rata-rata. Hasilnya adalah penyebaran gerombolan zat terlarut. Gerakan bahan yang berbeda karena variasi lokal yang tidak menentu dalam kecepatan aliran dikenal dengan difusi Eddy.

## **7.10 DISTILASI**

Distilasi atau penyulingan adalah suatu metode pemisahan bahan kimia berdasarkan perbedaan kecepatan atau kemudahan menguap (volatilitas) bahan atau didefinisikan juga teknik pemisahan kimia yang berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam penyulingan, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton.

Salah satu penerapan terpenting dari metode distilasi adalah pemisahan minyak mentah menjadi bagian-bagian untuk penggunaan khusus seperti untuk transportasi, pembangkit listrik, pemanas, dll. Udara didistilasi menjadi komponen-komponen seperti oksigen untuk penggunaan medis dan helium untuk pengisi balon. Distilasi juga telah digunakan sejak lama untuk pemekatan alkohol dengan penerapan panas terhadap larutan hasil fermentasi untuk menghasilkan minuman suling.

### **Macam-Macam Model Distilasi**

#### **Distilasi Ideal**

Titik didih cairan adalah suhu di mana tekanan uap cairan sama dengan tekanan dalam cairan, memungkinkan gelembung untuk membentuk tanpa hancur. Suatu kasus khusus adalah titik didih normal, dimana tekanan uap cairan sama dengan ambien tekanan atmosfer.

Ini adalah kesalahpahaman umum bahwa dalam campuran, tidak terjadi bahkan dalam sebuah sistem ideal. Ideal model penyulingan pada dasarnya

diatur oleh hukum di Raoult dan hukum Dalton, dan menganggap bahwa kesetimbangan uap-cair tercapai.

Hukum Raoult mengasumsikan bahwa komponen memberikan kontribusi terhadap total tekanan uap campuran secara proporsional dengan persentase campuran dan tekanan uap bila murni, atau ringkas: tekanan parsial sama dengan fraksi mol dikalikan dengan tekanan uap ketika murni. Jika salah satu komponen perubahan tekanan uap komponen lain, atau jika volatilitas komponen tergantung pada persentase dalam campuran, hukum akan gagal.

Hukum Dalton menyatakan bahwa tekanan uap total adalah jumlah dari tekanan uap setiap komponen individu dalam campuran. Ketika cairan multi-komponen dipanaskan, tekanan uap setiap komponen akan meningkat, sehingga menyebabkan tekanan uap total meningkat. Ketika tekanan uap total mencapai tekanan di sekitar cairan, mendidih terjadi dan berubah cair ke gas di seluruh sebagian besar cairan. Perhatikan bahwa campuran dengan komposisi tertentu memiliki satu titik didih pada tekanan yang diberikan, ketika komponen yang saling larut.

Sebuah implikasi dari satu titik didih adalah bahwa komponen lebih ringan tidak pernah bersih "mendidih pertama". Pada titik didih, semua komponen volatil mendidih, tetapi untuk komponen, persentase dalam uap adalah sama dengan persentase dari total tekanan uap. komponen Lighter memiliki tekanan parsial lebih tinggi sehingga terkonsentrasi di uap, tapi komponen volatil berat juga memiliki tekanan (kecil) parsial dan selalu menguap juga, meskipun menjadi kurang terkonsentrasi dalam uap. Memang, batch penyulingan dan fraksinasi sukses dengan memvariasikan komposisi campuran. Pada distilasi batch, batch menguap, yang mengubah komposisi, dalam fraksinasi, cairan yang lebih tinggi dalam kolom fraksinasi berisi lampu lebih banyak dan mendidih pada suhu yang lebih rendah.

Model ideal adalah akurat dalam kasus serupa cairan kimia, seperti benzena dan toluena . Dalam kasus lain, penyimpangan yang parah dari hukum Raoult dan Hukum Dalton diamati, paling terkenal dalam campuran etanol dan air. Senyawa ini, ketika dipanaskan bersama-sama, membentuk azeotrop , yang merupakan komposisi dengan titik didih yang lebih tinggi atau lebih rendah dari titik didih setiap cair yang terpisah. Hampir semua cairan, bila dicampur dan

dipanaskan, akan menampilkan perilaku azeotrop. Meskipun ada metode komputasi yang dapat digunakan untuk memperkirakan perilaku campuran komponen sewenang-wenang, satu-satunya cara untuk mendapatkan akurat kesetimbangan uap-cair data dengan pengukuran.

Hal ini tidak mungkin untuk benar-benar memurnikan campuran komponen dengan distilasi, karena hal ini akan membutuhkan setiap komponen dalam campuran memiliki nol tekanan parsial. Jika produk ultra-murni adalah tujuan, kemudian lebih lanjut pemisahan kimia harus diterapkan. Ketika campuran biner diuapkan dan komponen lain, misalnya garam, telah nol tekanan parsial untuk tujuan praktis, proses ini sederhana dan disebut penguapan dalam teknik.

### **Distilasi batch**

Pemanasan yang ideal campuran dua zat volatil A dan B (dengan A memiliki volatilitas yang lebih tinggi, atau lebih rendah titik didih) dalam setup distilasi batch (seperti dalam suatu alat digambarkan pada gambar pembukaan) sampai campuran mendidih menghasilkan uap di atas cairan yang berisi campuran A dan B. perbandingan antara A dan B dalam uap akan berbeda dari rasio dalam cairan: rasio dalam cairan akan ditentukan oleh bagaimana campuran asli disiapkan, sementara rasio dalam uap akan diperkaya di kompleks lebih tidak stabil, A (karena Hukum Raoult, lihat di atas). uap akan beralih melalui kondensor dan akan dihapus dari sistem. Ini berarti bahwa rasio senyawa dalam cairan yang tersisa kini berbeda dari rasio awal (yaitu lebih diperkaya dalam B dari cairan awal).

Hasilnya adalah bahwa rasio dalam campuran cair berubah, menjadi lebih kaya dalam B. Komponen ini menyebabkan titik didih campuran meningkat, yang pada gilirannya menghasilkan kenaikan suhu dalam uap, yang akan menghasilkan rasio berubah A: B dalam fase gas (seperti distilasi berlanjut, ada peningkatan proporsi B dalam fasa gas). Hal ini menghasilkan rasio yang perlahan berubah A: B dalam distilat tersebut.

Jika perbedaan tekanan uap antara dua komponen A dan B adalah besar (umumnya dinyatakan sebagai perbedaan titik didih), campuran pada awal penyulingan sangat diperkaya di A komponen, dan ketika komponen A memiliki suling off, cair mendidih yang diperkaya dengan komponen B.

## **Distilasi kontinyu**

Distilasi kontinyu adalah distilasi yang sedang berlangsung di mana campuran cair secara terus-menerus (tanpa gangguan) dimasukkan ke dalam proses dan fraksi terpisah dikeluarkan terus menerus sebagai output stream berjalannya waktu selama operasi. distilasi terus menerus menghasilkan dua output fraksi setidaknya, termasuk setidaknya satu volatile fraksi distilat, yang telah direbus dan telah ditangkap secara terpisah sebagai uap menjadi cairan kental. Selalu ada pantat (atau residu) fraksi, yang merupakan residu paling volatile yang belum ditangkap secara terpisah sebagai uap terkondensasi.

Distilasi terus menerus berbeda dari distilasi batch dalam hal bahwa konsentrasi tidak boleh berubah seiring waktu. Continuous penyulingan dapat dijalankan pada steady state untuk jumlah waktu yang sewenang-wenang. Untuk setiap bahan sumber komposisi tertentu, variabel utama yang mempengaruhi kemurnian produk dalam distilasi kontinyu adalah rasio refluks dan jumlah tahap kesetimbangan teoritis (praktis, jumlah nampan atau ketinggian packing). Refluks adalah aliran dari kondensor kembali ke kolom, yang menghasilkan daur ulang yang memungkinkan pemisahan yang lebih baik dengan sejumlah tertentu nampan. Equilibrium tahap langkah yang ideal di mana komposisi mencapai keseimbangan uap-cair, mengulangi proses pemisahan dan memungkinkan pemisahan lebih baik diberi rasio refluks. Sebuah kolom dengan rasio refluks yang tinggi mungkin memiliki tahap yang lebih sedikit, tetapi refluxes sejumlah besar cairan, memberikan kolom lebar dengan perampokan besar. Sebaliknya, kolom dengan rasio refluks yang rendah harus memiliki sejumlah besar tahap, sehingga membutuhkan kolom lebih tinggi.

## **Perbaikan Umum (Distilasi Batch dan Kontinyu)**

Baik distilasi batch dan kontinyu dapat ditingkatkan dengan memanfaatkan sebuah kolom fraksionasi di atas labu destilasi. Kolom meningkatkan pemisahan dengan menyediakan area permukaan yang lebih besar untuk uap dan kondensat untuk datang ke kontak. Ini membantu itu tetap pada kesetimbangan selama mungkin. Kolom bahkan dapat terdiri dari subsistem kecil ('baki' atau 'hidangan') yang semuanya mengandung campuran, diperkaya cair mendidih, semua dengan keseimbangan mereka sendiri uap-cair.

Ada perbedaan antara kolom fraksionasi skala laboratorium dan skala industri, tetapi prinsip yang sama. Contoh kolom fraksionasi skala laboratorium (dalam efisiensi meningkat) meliputi:

- Udara kondensor
- Vigreux kolom (biasanya skala laboratorium saja)
- Dikemas kolom (dikemas dengan manik-manik kaca, potongan logam, atau bahan kimia inert lainnya)
- Spinning band distilasi sistem.

## 7. 11 KRISTALISASI

Kristalisasi merupakan teknik pemisahan kimia antara bahan padat-cair, di mana terjadi perpindahan massa (*mass transfer*) dari suatu zat terlarut (*solute*) dari cairan larutan ke fase kristal padat. Pemisahan secara kristalisasi dilakukan untuk memisahkan zat padat dari larutannya dengan jalan menguapkan pelarutnya. Zat padat tersebut dalam keadaan lewat jenuh akan bentuk kristal. Kristal kristal dapat terbentuk bila uap dari partikel yang sedang mengalami sublimasi menjadi dingin. Selama proses kristalisasi, hanya partikel murni yang akan mengkristal.

Pemisahan dengan teknik kristalisasi ini, didasari atas pelepasan pelarut dari zat terlarutnya dalam sebuah campuran homogen atau larutan, sehingga terbentuk kristal dari zat terlarutnya. Proses ini adalah salah satu teknik pemisahan padat-cair yang sangat penting dalam industri, karena dapat menghasilkan kemurnian produk hingga 100%. Kristalisasi empat macam, yaitu:

- Kristalisasi penguapan  
Kristalisasi penguapan dilakukan jika zat yang akan dipisahkan tahan terhadap panas dan titik bekunya lebih tinggi daripada titik didih pelarut.
- Kristalisasi pendinginan.  
Kristalisasi pendinginan dilakukan dengan cara mendinginkan larutan. Pada saat suhu larutan turun, komponen zat yang memiliki titik beku lebih tinggi akan membeku terlebih dahulu, sementara zat lain masih larut sehingga keduanya dapat dipisahkan dengan cara penyaringan. Zat lain akan turun

bersama pelarut sebagai filtrat, sedangkan zat padat tetap tinggal di atas saringan sebagai residu.

- Pemanasan dan Pendinginan

Metode ini merupakan gabungan dari dua metode diatas. Larutan panas yang Jenuh dialirkan kedalam sebuah ruangan yang divakumkan. Sebagian pelarut menguap, panas penguapan diambil dari larutan itu sendiri, sehingga larutan menjadi dingin dan lewat jenuh. Metode ini disebut kristalisasi vakum.

- Penambahan bahan (zat) lain.

Untuk pemisahan bahan organik dari larutan seringkali ditambahkan suatu garam. Garam ini larut lebih baik daripada bahan padat yang diinginkan sehingga terjadi desakan dan membuat bahan padat menjadi terkristalisasi.

Pembentukan kristal dapat juga terjadi bila suatu larutan telah melampaui titik jenuhnya. Titik jenuh larutan adalah suatu titik ketika penambahan partikel terlarut sudah tidak dapat menyebabkan partikel tersebut melarut, sehingga terbentuk larutan jenuh. Larutan jenuh adalah larutan yang mengandung jumlah maksimum partikel terlarut pada suatu larutan pada suhu tertentu. Contohnya adalah NaCl ketika mencapai titik jenuh maka akan terbentuk kristal. Berkurangnya air karena penguapan, menyebabkan larutan melewati titik jenuh dan mempercepat terbentuknya kristal.

## **Mekanisme Pembentukan Kristal**

### 1. Pembentukan Inti

Inti kristal adalah partikel-partikel kecil bahkan sangat kecil yang dapat terbentuk secara cara memperkecil kristal-kristal yang ada dalam alat kristalisasi atau dengan menambahkan benih kristal ke dalam larutan lewat jenuh.

### 2. Pertumbuhan Kristal

Pertumbuhan kristal merupakan gabungan dari dua proses yaitu :

- a) Transportasi molekul-molekul atau (ion-ion dari bahan yang akan di kristalisasikan) dalam larutan kepermukaan kristal dengan cara difusi. Proses ini berlangsung semakin cepat jika derajat lewat jenuh dalam larutan semakin besar.

- b) Penempatan molekul-molekul atau ion-ion pada kisi kristal. Semakin luas total permukaan kristal, semakin banyak bahan yang di tempatkan pada kisi kristal persatuan waktu.

### Syarat-Syarat Kristalisasi

#### 1. Larutan harus jenuh

Larutan yang mengandung jumlah zat berlarut berlebihan pada suhu tertentu, sehingga kelebihan itu tidak melarut lagi. Jenuh berarti pelarut telah seimbang zat terlarut atau jika larutan tidak dapat lagi melarutkan zat terlarut, artinya konsentrasinya telah maksimal jika larutan jenuh suatu zat padat didinginkan perlahan-lahan, sebagian zat terlarut akan mengkristal, dalam arti diperoleh larutan super jenuh atau lewat jenuh

#### 2. Larutan harus homogen

Partikel-partikel yang sangat kecil tetap tersebar merata biarpun ditingalkan dalam waktu lama.

#### 3. Adanya perubahan suhu

Penurunan suhu secara drastis atau kenaikan suhu secara dratis tergantung dari bentuk kristal yang didinginkan.

### Jenis-Jenis Crystallizer (Kristalisator)

Alat-alat kristalisasi disebut juga Crystallizer atau Kristalisator. Alat-alat ini digunakan dalam proses kristalisasi terutama dalam skala industri, alat-alat yang digunakan dalam proses kristalisasi sangat beragam. Hal ini disebabkan oleh sifat-sifat bahan dan kondisi pertumbuhan kristal yang sangat bervariasi. Disamping itu juga karena kristalisasi dilaksanakan untuk tujuan yang berbeda-beda (pemisahan bahan, pemurnian bahan, pemberian bentuk).

#### 1. *Forced Circulating Liquid Evaporator Crystallizer*

Kristaliser jenis ini mengkombinasikan antara pendinginan dan evaporasi untuk mencapai kondisi supersaturasi (larutan lewat jenuh).

Prosesnya: umpan berupa larutan induk terlebih dahulu dilewatkan melalui sebuah *Heat Exchangers* untuk dipanaskan. Heat exchangers tersebut berada didalam evaporator. Didalam evaporator terjadi flash evaporation yaitu: terjadi pengurangan jumlah atau kandungan pelarut dan terjadi peningkatan konsentrasi

zat terlarut. Dimana pada saat itu juga, keadaan zat terlarut sudah lewat jenuh atau supersaturasi. Larutan yang sudah berada pada keadaan lewat jenuh tersebut dialirkan menuju badan crystallizer untuk diperoleh padatan berupa kristal. Dimana pada badan crystallizer terdapat mekanisme kristalisasi yaitu nukleasi dan pertumbuhan kristal. Produk kristal dapat diambil sebagai hasil pada bagian bawah crystallizer, namun tidak semua proses berjalan sempurna atau dengan kata lain tidak semua cairan induk berubah menjadi padatan kristal. Karena itu ada proses pengembalian kembali hasil pipa sirkulasi (*circulating pipe*) atau proses *recycle* hasil kristalisasi. Terlihat bahwa umpan dan campuran umpan dengan hasil yang masih belum padatan, dialirkan dengan paksa atau *forced circulation*, serta adanya *Heat Exchangers* dapat membuat kenaikan titik didih yang sempurna. Kenaikan titik didih pada Heat Exchangers pada Evaporator untuk dapat membuat larutan menjadi lewat jenuh berkisar antara 3 – 10<sup>0</sup>F untuk sekali lewat. Bila kenaikan titik didih yang diharapkan untuk mendapatkan kristal yang baik tidak sesuai, maka dapat digunakan beberapa evaporator untuk menaikkan titik didih, dimana konsentrasi zat terlarut akan meningkat juga. Karena mengalir secara paksa menggunakan pompa, maka kecepatan aliran cukup tinggi, sehingga akan mengakibatkan ketinggian permukaan larutan pada crystallizer tidak tetap atau naik turun. Umumnya crystallizer jenis ini dibangun dengan diameter 2 feet atau pada skala industri sekitar 4 feet atau lebih.

## 2. *Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizer*

*Draft tube baffle (DTB) crystallizers* atau plat buang/tabung isap kristalisasi merupakan salah satu dari beberapa jenis alat kristalisator yang didasarkan pada pemisahan debu/uap dari bahan melalui fase lewat - jenuh yang ditingkatkan sehingga diperoleh kristal – kristal yang besar. Alat ini dilengkapi dengan tabung junjut fungsi sekat untuk mengendalikan sirkulasi magma dan dilengkapi pula oleh alat penggerak (*agitator*).

Proses kerja *Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizers* dapat dibedakan menjadi dua bagian. Bagian pertama adalah proses kristalisasi dan bagian kedua adalah proses klarifikasi. Pada bagian kristalisasi, bahan sample dan cairan induk (*mother liquid*) dimasukkan ke dalam tangki *DTB Crystallizers* melalui sebuah pipa *Superheated Solution From Heater and Recirculation Pump*, komponen

ini akan mendorong bahan naik ke atas dalam *Draft Tube* (suatu tabung isap). Didalam tabung isap bahan akan tercampur dan mengalami sirkulasi dengan bantuan Agitator (pemutar/pengaduk) yang berada di dalam tangki bagian bawah, Kedua bahan ini akan membentuk magma melalui fase lewat-jenuh yang ditingkatkan. Magma yang terbentuk akan mengalami perubahan density sehingga uap yang terkandung di dalamnya akan terlepas ke permukaan magma menuju ke Vapors Separation (pemisahan uap). Magma yang mengalami perubahan density akan mengalami proses nukleasi (pembentukan inti kristal), kristal yang terbentuk akibat proses nukleasi akan mengendap ke dasar larutan dan sebagian akan naik ke permukaan. Kristal yang mengendap akan mengalami pemisahan antara kristal halus dan kristal kasar pada settling zone (zona penyelesaian), dimana sebagian Kristal akan dikeluarkan dari dasar tangki dan selebihnya dijadikan umpan bersama cairan induk untuk melakukan proses sirkulasi guna melarutkan partikel-partikel halus yang masih mengendap. Pada bagian klarifikasi akan terjadi pemisahan pada bentuk kristal, Kristal yang sesuai dengan keinginan akan diambil dan kristal yang belum sesuai (ukurannya besar/kasar) akan dikembalikan ke zona kristalisasi untuk proses lebih lanjut.

Dengan menggunakan alat *Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizers* dapat diperoleh produk:

- a) Natrium Karbonat (Sodium Carbonate)
- b) Sodium Sulfat (Sodium Sulfate)
- c) Natrium Nitrat (Sodium Nitrate)
- d) Tembaga Sulfat (Copper Sulfate)
- e) Sodium Sulfit (Sodium Sulfite)
- f) Kalsium Klorida (Calcium Chloride)
- g) Amonium Sulfat (Ammonium Sulfate)
- h) Kalium Klorida (Potassium Chloride)

Adapun Keuntungan menggunakan *Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizers* antara lain :

- Mampu memproduksi kristal – kristal dalam bentuk tunggal.
- Siklus operasionalnya lebih panjang.
- Biaya operasi lebih rendah.

- Kebutuhan ruang minimum
- Instrument dapat dikendalikan dengan mudah
- Kesederhanaan operasi, memulai dan penyelesaian.

### 3. *Forced Circulation Baffle Surface Cooled Crystallizer*

*Crystallizer* jenis ini menggunakan prinsip sirkulasi cairan atau larutan induk, dimana umpan maupun hasil kristalisasi akan masuk kedalam *Shell and Tube Heat Exchangers* untuk didinginkan. Perbedaan dengan jenis *crystallizer* lainnya ialah karena pada saat dibadan *crystallizer* terbentuk campuran kristal dan cairan induk, maka akan terjadi tumbukan antara cairan dengan kristal sehingga suhu campuran akan meningkat, untuk mendinginkannya diperlukan medium pendingin. *Crystallizer* ini menggunakan prinsip pendinginan, karena kristalisasi dapat terjadi melalui pembekuan (*solidification*).

Proses kerjanya, umpan dan *recycle* kristalisasi bersama-sama masuk kedalam medium pendingin. Namun ada kelemahannya yaitu, panjang untuk pertukaran panas pada HE dan kecepatan umpan serta *recycle* kristalisasi sangat di perhitungkan, sebab jika terjadi kesalahan penurunan suhu untuk dapat melakukan kristalisasi pada proses pendinginan tidak berlangsung secara optimal. Oleh karena itu, pompa untuk sirkulasi sangat dikontrol dengan baik, karena pompa itulah yang menciptakan laju alir disamping bukaan valve. Adanya pompa menyebabkan cairan induk akan mengalir secara turbulen baik didalam HE maupun didalam badan *Crystallizer*, maka akan terjadi sering tumbukan untuk menghasilkan kristal, dimana terdapat sekat antara saluran *Head* HE dengan ujung keluaran cairan induk. Bila kristal sudah terbentuk pada cairan induk yang sudah lewat jenuh, maka kristal akan turun karena adanya gaya gravitasi dan perbedaan massa jenis. Kristal dari *Crystallizer* jenis ini berukuran besar antara 30 – 100 mesh.

### 4. *OSLO Evaporative Crystallizer*

*Crystallizer* ini dirancang berdasarkan adanya perbedaan suspensi yang mulai terbentuk pada *chamber of suspension*. Dimana terdapat HE eksternal yang bertujuan untuk membuat keadaan lewat jenuh pada suhu supersaturasinya.

### 5. *OSLO Surface Cooled Crystallizer*

Tidak jauh berbeda dengan *OSLO Evaporative Crystallizer*, hanya saja cairan induk didinginkan terlebih dahulu sebelum masuk ke dalam *crystallizer*. Lainnya sama dengan jenis *crystallizer OSLO EC*.

### 6. *Crystal Vacum Crystallizer*

Prinsip kerja dari *Crystallizer* jenis ini adalah : umpan dicampur dengan cairan yang direcycle dipompa ke ruang penguap untuk diuapkan secara adiabatic sehingga terjadilarutan lewat jenuh. Larutan tersebut mengalir melalui pipa ketangki kristalisasi sehingga terbentuk kristal di dalam tangki kristalisasi, kemudian kristal dikeluarkan melalui dischargenya dan cairannya direcycle. Dengan alat ini ukuran kristal yang diinginkan dapat diatur dengan mengatur kecepatan pompa sirkulasi. Kalau sirkulasinya lambat maka kristal yang kecil-kecil pun akan larut mengendap.

### 7. *Circulating Magma Vacuum Crystallizer*

Pada tipe kristalizer ini, baik kristal ataupun larutan di sirkulasi diluar badan kristal. Setelah dipanaskan larutan akan dialirkan ke badan kristalizer. Kondisi vakum menjadi penyebab menguapnya pelarut, sehingga menjadi lewat jenuh dan dihasilkan kristal.

## **7.12 PENGERINGAN**

Pengeringan adalah proses penghilangan sejumlah air yang terkandung dalam bahan pangan sampai pada kadar air yang dikehendaki. Ada dua tujuan utama dilakukan proses pengeringan bahan pangan, yaitu meningkatkan umur simpan dan mengurangi berat atau volume bahan.

Pengeringan dapat meningkatkan umur simpan karena terjadi pengurangan kadar air bahan, sehingga perkembangan mikroorganisme dan enzim yang menyebabkan kerusakan menjadi terhambat. Hal ini akan meningkatkan umur simpan produk pangan tersebut. Selain meningkatkan umur simpan, pengeringan juga dapat mengurangi volume bahan pangan, sehingga menghemat dan mempermudah pengangkutan dan pengepakan bahan pangan.

## Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Pengeringan

Pengeringan dipengaruhi oleh banyak faktor. Secara umum, faktor-faktor tersebut dapat dibagi menjadi 2 jenis yaitu

### 1. *Faktor Internal*

Faktor internal merupakan faktor yang berasal dari bahan pangan. Faktor-faktor tersebut adalah

- Luas permukaan dari bahan pangan
- Kadar air awal bahan pangan
- Komposisi kimia bahan
- Ukuran bahan pangan
- Tekanan parsial dalam bahan pangan

### 2. *Faktor Eksternal*

Faktor eksternal merupakan faktor yang berasal dari lingkungan atau alat. Faktor-faktor tersebut adalah

- Suhu
- Tekanan
- Kelembaban udara
- Kecepatan volumetrik aliran udara pengering

## Kandungan Air pada Udara

Udara lembab atau kelembaban udara adalah campuran udara kering dan uap air. Kelembaban udara, juga dikenal sebagai rasio kelembaban atau kelembaban absolut, adalah parameter berdimensi yang didefinisikan sebagai:

$$humidity = \frac{M_w}{M_a}$$

Dimana  $M_w$  adalah massa uap air yang dibawa oleh massa  $M_a$  dari udara kering. Kelembaban diukur dengan menggunakan instrumen yang disebut *hygrometers*.

Tekanan total udara lembab sama dengan jumlah tekanan parsial penyusunnya, termasuk uap air. Tekanan parsial uap air di udara ( $p_w$ ), bergantung pada konsentrasi molar air dalam fase gas:

$$P_w = y_w p_T$$

Dimana  $y_w$  adalah fraksi mol uap air dalam campuran air-uap dan  $p_T$  adalah tekanan total. Udara dikatakan jenuh dengan uap air pada suhu dan tekanan tertentu jika kelembabannya maksimal berada di bawah kondisi tersebut.

Jika campuran uap air di udara didinginkan, suhu di mana campuran menjadi jenuh disebut titik embun atau suhu jenuh. Titik embun adalah suhu di mana air murni memberikan tekanan uap sama dengan tekanan parsial uap air dalam campuran. Kelembaban udara relatif didefinisikan sebagai rasio tekanan parsial uap air di udara terhadap tekanan uap jenuh air murni pada suhu yang sama, yang dinyatakan sebagai persentase:

$$\text{Relative humidity} = \frac{p_w}{p_{sw}} \times 100 \%$$

### **Kandungan Air pada Padatan**

Pada suhu tertentu, kadar air padatan basah tergantung pada kelembaban atmosfer yang mengelilinginya.

### **Contoh 4. Kandungan Air Setelah Pengeringan**

*Cake* filter yang diproduksi dengan penyaringan vakum ragi roti (*Saccharomyces cerevisiae*) mengandung 38 g air per 100 g sel kering. Sel-sel dikeringkan sebelum di pengemasan. Tekanan udara pada suhu 10°C dan 90% kelembaban relatif dipanaskan sampai 30°C pada tekanan konstan untuk digunakan dalam *tray drier*. Berapakah kadar air sel setelah pengeringan?

Penyelesaian :

Tekanan uap jenuh  $p_{sw}$  air pada 10°C adalah 1,227 kPa. Oleh karena itu, tekanan parsial uap air di udara pada suhu 10°C dan 90%, kelembaban relatif adalah:

$$P_w = \frac{90 \%}{100 \%} (1.227 \text{ kPa}) = 1.104 \text{ kPa}$$

Tekanan parsial ini sebanding dengan fraksi mol uap air di udara. Bila udara dipanaskan sampai 30°C, karena komposisi campuran air-uap dan tekanan total tetap konstan, maka di udara pada 30°C juga 1,104 kPa. Tekanan uap jenuh  $p_{sw}$  air pada 30°C adalah 4,24 kPa. Oleh karena itu:

$$\text{Relative humidity} = \frac{1.104 \text{ kPa}}{4.24 \text{ kPa}} \times 100 \% = 26.0 \%$$

### **Kinetika dan Mekanisme Pengerinan**

Pengerinan adalah proses kompleks yang melibatkan perpindahan kalor dan perpindahan massa. Pengerinan terjadi dengan menguapkan air dengan menggunakan panas. Karena panas biasanya disediakan oleh aliran gas panas, diperlukan perpindahan panas konveksi untuk memanaskan permukaan luar dari padatan sementara perpindahan panas konduksi memungkinkan penetrasi panas di dalam bahan. Perpindahan massa juga penting, karena air dalam padatan harus diangkut ke permukaan sebagai cairan atau uap sebelum dibuang ke lingkungan.

Laju pengerinan  $N$  didefinisikan sebagai laju di mana massa air yang terikat dengan padatan basah berkurang seiring waktu:

$$N = -M_s \frac{dX}{dt}$$

Dimana  $M_s$  adalah massa padatan,  $X$  adalah kadar air padatan yang dinyatakan secara kering (misal,  $\text{kg kg}^{-1}$  padatan kering), dan  $t$  adalah waktu. Satuan  $N$  adalah  $\text{kg h}^{-1}$ . Karena  $dX/dt$  negatif selama pengerinan, tanda minus diperlukan untuk membuat  $N$  bernilai positif. Laju pengerinan juga dapat dinyatakan secara satuan luas sebagai fluks  $n_a$  dengan satuan, misalnya  $\text{kg m}^{-2} \text{h}^{-1}$ :

$$n_a = -\frac{M_s}{A} \frac{dX}{dt}$$

Dimana  $A$  adalah area yang tersedia untuk penguapan. Sebagai alternatif, tingkat pengerinan spesifik per satuan massa padatan kering ( $n_m$ ) adalah:

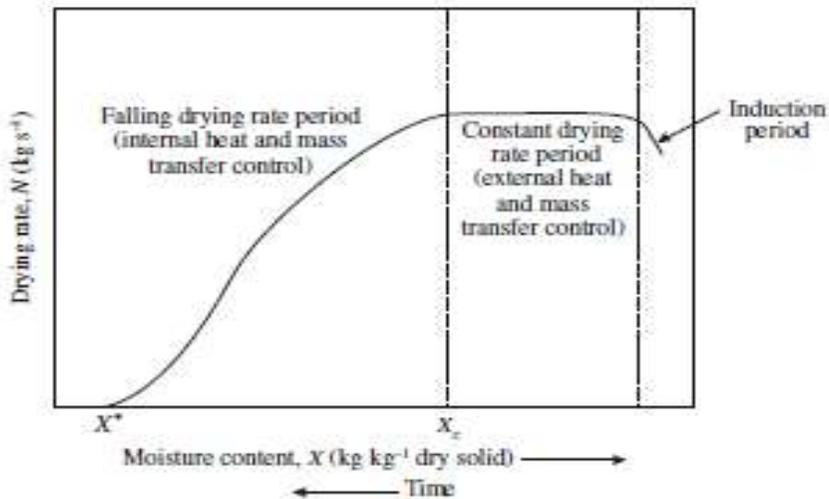
$$n_m = -\frac{dX}{dt}$$

Satuan untuk  $n_m$  adalah  $\text{kg kg}^{-1} \text{h}^{-1}$ .

### **Kurva pengerinan**

Kinetika pengerinan dinilai dengan merencanakan nilai yang ditentukan secara eksperimental untuk tingkat pengerinan terhadap kadar air padatan  $X$ . Kurva laju pengerinan seperti yang diilustrasikan pada Gambar 8.18. Bentuk kurva laju pengerinan tergantung pada bahan yang dikeringkan, ukuran dan

ketebalannya serta kondisi pengeringan. Kurva laju pengeringan diukur dengan menggunakan kondisi pengeringan konstan yaitu suhu udara konstan, kelembaban, laju alir dan arah aliran.



**Gambar 7.18** Kurva laju pengeringan untuk kondisi pengeringan konstan.

### Mekanisme Perpindahan Kelembaban dalam Padatan

Beberapa mekanisme perpindahan kelembaban beroperasi selama pengeringan untuk mengantarkan air dari dalam padatan ke permukaan meliputi:

- Difusi molekuler air cair
- Aliran kapiler air cair dalam padatan berpori
- Difraksi molekuler uap menguap di dalam padatan
- Pengangkutan uap konveksi menguap di dalam padatan

Pada padatan berpori, uap air biasanya diangkut lebih efektif oleh kekuatan kapiler daripada difusi, tergantung pada ukuran pori. Aliran kapiler bergantung pada perbedaan tekanan yang terjadi di dalam padatan akibat efek ketegangan permukaan pada pori-pori sangat kecil. Jika laju penguapan air di dalam padatan melebihi laju pengangkutan uap ke sekitarnya, perpindahan massa dipengaruhi oleh tekanan penumpukan yang dihasilkan di dalam bahan. Gradien tekanan juga bisa mendorong perpindahan massa jika penyusutan padatan terjadi saat pengeringan.

## Waktu Pengerinan

Waktu yang diperlukan untuk mencapai keadaan kekeringan yang diinginkan dapat ditemukan dengan mengintegrasikan ungkapan untuk tingkat pengeringan sesuai waktu. Di bawah kondisi pengeringan konstan dan selama periode pengeringan konstan :

$$N_c = -M_s \frac{dX}{dt}$$
$$\int_0^{t_1} dt = \frac{-M_s}{N_c} \int_{X_0}^{X_1} dX$$
$$\Delta t = \frac{M_s}{N_c} (X_0 - X_1)$$

### Contoh 5. Waktu Pengerinan Selama Laju Pengerinan Konstan

Enzim presipitasi disaring dan padatan filter dicuci dan dikeringkan sebelum di kemas. Padatan filter yang dicuci mengandung 10 kg padatan kering dan 15% air yang diukur secara basah dikeringkan dalam *tray drier* di bawah kondisi pengeringan konstan. Kandungan air kritis adalah 6% umpan kering. Area yang tersedia untuk pengeringan adalah 1,2 m<sup>2</sup>. Suhu udara di pengeringan adalah 35°C. Pada kelembaban udara yang digunakan, suhu permukaan padatan basah adalah 28°C. Koefisien perpindahan panas adalah 25 J m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup>. Berapa waktu pengeringan yang dibutuhkan untuk mengurangi kadar air sampai 8% umpan basah?

Penyelesaian :

Kelembaban awal dan akhir yang dinyatakan secara basah harus dikonversi menjadi kering:

$$15 \% \text{ wet basis} = \frac{15 \text{ g water}}{100 \text{ g wet solid}} = \frac{15 \text{ g water}}{15 \text{ g water} + 85 \text{ g dry solid}}$$
$$X_0 = \frac{15 \text{ g water}}{85 \text{ g dry solid}} = 0.176$$

dan

$$8 \% \text{ wet basis} = \frac{8 \text{ g water}}{8 \text{ g water} + 92 \text{ g dry solid}}$$

$$X_1 = \frac{8 \text{ g water}}{92 \text{ g dry solid}} = 0.087$$

Karena  $X_1$  lebih besar dari kadar air kritis  $X_c = 0.06$ , seluruh operasi pengeringan berlangsung dengan tingkat pengeringan yang konstan. Panas laten penguapan  $\Delta h_v$  untuk air pada  $28^\circ\text{C}$ , suhu permukaan padatan dimana penguapan berlangsung adalah  $2435,4 \text{ kJ kg}^{-1}$ . Karena itu:

$$N_c = \frac{25 \text{ J m}^{-2} \text{ s}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1} (1.2 \text{ m}^2) (35 - 28)^\circ\text{C}}{2435.4 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1}} = 8.62 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$$

Untuk menghitung waktu pengeringan:

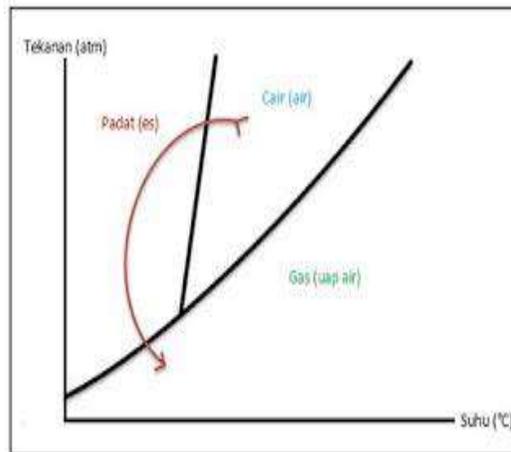
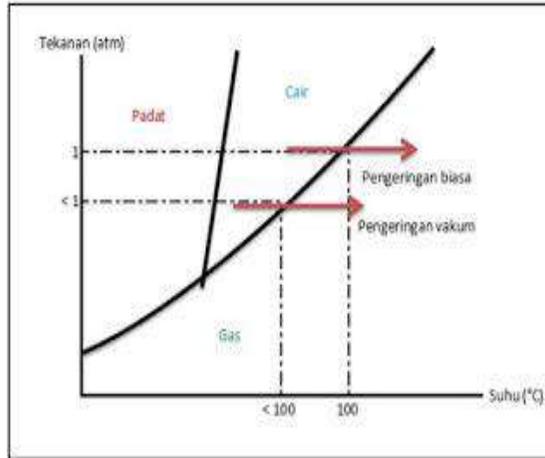
$$\Delta t = \frac{10 \text{ kg}}{8.62 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}} \cdot \left| \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right| \cdot (0.176 - 0.087) = 2.87 \text{ h}$$

Waktu yang diperlukan untuk pengeringan adalah 2,9 h.

### Jenis-Jenis Pengeringan

Secara umum, pengeringan dapat dibagi menjadi tiga jenis, yaitu pengeringan biasa (*drying*), pengeringan vakum (*vacuum drying*), dan pengeringan beku (*freeze drying*).

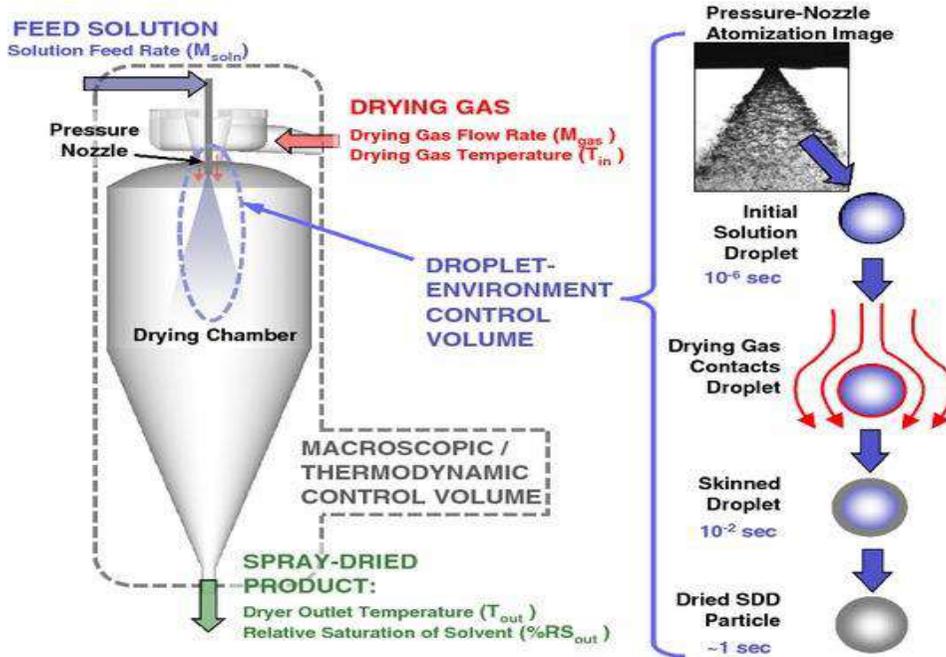
Pengeringan biasa (*drying*) dan pengeringan vakum (*vacuum drying*) dilakukan dengan cara menguapkan air yang terkandung dalam bahan secara langsung. Perbedaan diantara kedua jenis pengeringan tersebut terletak pada besarnya tekanan yang digunakan. Pada pengeringan biasa (*drying*), tekanan yang digunakan adalah tekanan atmosfer (1 atm), sehingga suhu yang digunakan cukup tinggi. Potensi kerusakan pada tekstur produk akibat pengeringan biasa (*drying*) sangat besar. Sedangkan pada pengeringan vakum (*vacuum drying*) dilakukan pada tekanan vakum ( $< 1 \text{ atm}$ ), sehingga suhu yang digunakan rendah dan potensi kerusakan pada tekstur produk kecil. Pengeringan beku (*freeze drying*) dilakukan melalui dua tahap. Tahap pertama adalah pembekuan air menjadi kristal es. Sedangkan tahap kedua adalah sublimasi kristal es menjadi uap air. Potensi kerusakan tekstur produk akibat pengeringan beku (*freeze drying*) sangat kecil.



**Gambar 7.19** Kurva Hubungan Tekanan dan Temperatur untuk setiap Jenis Pengerinan

### 1. *Spray Drying*

Sistem Pengerinan ini biasa dipakai untuk mengeringkan bahan bentuk cair yang bisa disemprotkan. Bahan cair tersebut dialirkan melalui atomizer sehingga menjadi droplet halus yang kemudian kontak langsung dengan aliran udara panas.



Gambar 7.20 Skema *Spray Drying*

## 2. *Freeze Dryer* (Pengeringan beku)

Proses pengeringan dimana air dikeluarkan dari bahan dengan cara mengubah air dalam bentuk padat (es) ke bentuk gas (uap air)

- Tidak terjadi perpindahan cairan dari bagian dalam produk ke permukaan
- Pada proses pengeringan kristal es menguap menyebabkan rongga di dalam produk
- Produk ringan, bentuk dan ukuran dapat dipertahankan
- Tidak terjadi pengerutan produk
- Struktur porous: mudah rehidrasi

Tujuan pokok *freeze dryer* untuk pengawetan bahan biologis tanpa “injury” dengan membekukan air yang terkandung dan kemudian menghilangkan es dengan sublimasi

Bahan hasil pertanian dan Produk pangan yg dpt dikeringkan menggunakan *freeze dryer* :

- Sayur-sayuran
- Buah-buahan
- Daging

- Ikan
- Udang
- Produk yang sudah diekstrak

Tahapan proses *freeze dryer* :

- Prefreezing, pembentukan kristal es  
Bahan yg akan dikeringbekukan terlebih dahulu dibekukan sampai semua cairan yg dikandung bahan tsb menjadi beku
- Pengeringan utama,  
Sublimasi kristal es dg pemanasan pd umumnya dalam vakum
- Pengeringan kedua  
Sisa-sisa lengas diuapkan pd suhu kamar pd keadaan vakum

Selama berlangsung pengeringan beku akan terbentuk lapisan kering di bagian luar lapisan beku yg dibatasi oleh permukaan sublimasi, panas dipindahkan dari permukaan bahan ke permukaan sublimasi secara konduksi melalui pori-pori pd lapisan kering utk selanjutnya dilepas ke udara

Keunggulan penggunaan *freeze dryer* :

- Produk akhir kering, ringan, porus, dengan bentuk dan tekstur mendekati bentuk asal
- Lama simpan relatif panjang asalkan tidak kontak dg lengas dan O<sub>2</sub>
- Mempunyai kemampuan kembali ke sifat fisik, organoleptik dan fisiologis.



**Gambar 7.21** *Freeze Dryer*

### **3. Vacuum Drying**

- Keuntungan: suhu lebih rendah
- Kerusakan karena panas dapat dikurangi
- Tidak terjadi oksidasi selama pengeringan
- Bahan yang dikeringkan: cairan, pasta, tepung, produk dalam bentuk irisan

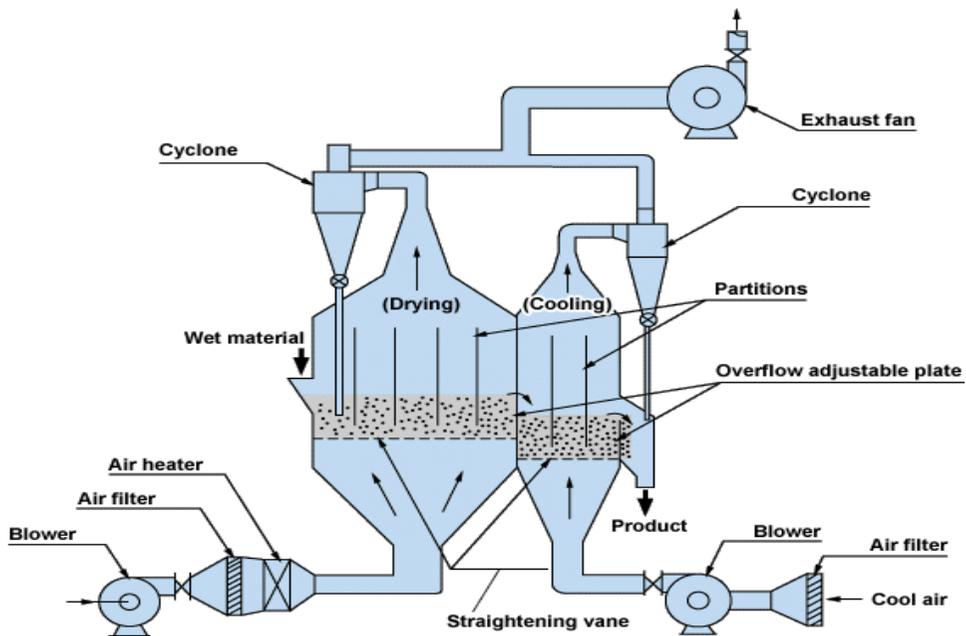
### **4. Fluidized Bed Drying**

Udara panas dipaksa melalui partikel-partikel produk dengan kecepatan yang cukup tinggi agar melebihi gaya gravitasi, sehingga partikel-partikel produk yang dikeringkan tersebut selalu dalam posisi melayang-layang dalam udara panas pengering. Contoh produk yang dikeringkan dengan metode ini adalah granula pati kentang dan kacang kapri

Keunggulan :

- Perlakuan seragam
- Kapasitas dapat tinggi sampai sangat tinggi
- Tingkat otomatisasi tinggi
- *Moving parts* terbatas – pemeliharaan dan sanitasi mudah

- Untuk *konstant rate drying* dapat digabungkan dg *pneumatic transport – pneumatic drying*.



**Gambar 7.22** Skema *Fluidized Bed Drying*

## RANGKUMAN

Proses pemisahan dan pemurnian dalam teknologi bioproses dapat dibedakan berdasarkan sifat produk yang dihasilkan. Pemisahan produk tak terlarut bisa dilakukan dengan proses:

1. Filtrasi atau penyaringan
2. Sentrifugasi
3. Sedimentasi

Sedangkan proses pemisahan produk tak terlarut adalah

1. *Cell disruption*
2. Ekstraksi
3. Adsorpsi
4. Kromatografi

Alternatif lain proses pemisahan yang sedang berkembang sekarang adalah dengan membran. Berdasarkan ukuran partikel yang akan dipisahkan, membran dibagi 6 proses yaitu;

1. Reverse osmosis
2. Nanofiltrasi
3. Ultrafiltrasi
4. Mikrofiltrasi
5. Pemisahan gas dan pervaporasi
6. Dialysis

Kelemahan dari proses membran adalah penyumbatan karena adanya scaling dan fouling. Kelemahan ini bisa dikurangi dengan pencucian secara fisik (*back flush*) atau secara kimia.

### **LATIHAN SOAL**

1. Jelaskanlah karakteristik cairan fermentasi yang bisa dipisahkan dengan proses penyaringan.
2. Jelaskanlah apa yang dimaksud dengan proses ekstraksi dan adsorpsi untuk pemisahan produk terlarut.
3. 30 ml sampel cairan dari fermentasi penisilin disaring di laboratorium pada 3 cm filter dengan pressure drop 5 psi. Waktu fermentasi 4,5 menit. Penelitian sebelumnya menunjukkan bahwa filter cake *Penicillium chrysogenum* sangat mudah dikompres dengan  $S = 0.5$ . Jika 500 liter cairan fermentasi dari pilot plant harus disaring selama 1 jam, berapa ukuran filter yang dibutuhkan untuk pressure drop 10 dan 5 psi?. Abaikan tahanan medium filter.
4. Jelaskanlah keuntungan dan kerugian proses pemisahan dengan membran.
5. Sebutkanlah proses pemisahan dengan membran yang telah diaplikasikan di masyarakat.

## MODUL 8 TEKNOLOGI PLASMA

### PENDAHULUAN

Pengolahan air menggunakan sistem plasma merupakan salah satu cara untuk menghasilkan air yang layak dikonsumsi masyarakat dari segi aspek kesehatan. Plasma di dalam air akan menghasilkan spesies aktif seperti  $\text{OH}^-$ ,  $\bullet\text{H}^+$ ,  $\text{O}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}_2$ . Hampir seluruh spesies aktif ini memiliki potensial oksidasi yang tinggi dan berpotensi membunuh mikroorganisme serta menguraikan senyawa organik yang berada dalam air. Kelebihan lain dari sistem plasma dalam air ini adalah dapat menghasilkan sinar ultraviolet serta gelombang kejut (*shockwaves*) yang juga dapat membunuh mikroorganisme dan menguraikan senyawa organik dalam air.

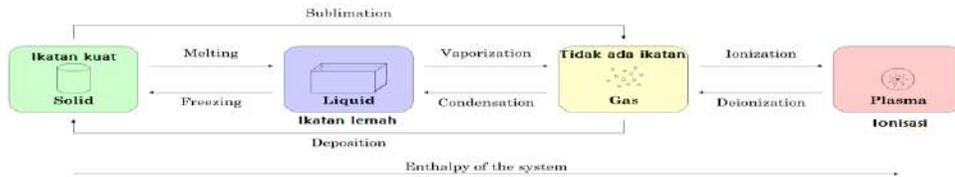
Dalam modul ini saudara akan mempelajari tentang plasma dan potensi teknologi plasma di masa yang akan datang dalam pengolahan air minum yang layak konsumsi. Setelah menyelesaikan modul ini dalam satu kali tatap muka diharapkan saudara dapat memahami peranan dan potensi teknologi plasma dalam Teknik Kimia

Kompetensi yang diharapkan :

- ❖ Menciptakan sarjana Teknik Kimia yang dibekali dengan pengetahuan yang lengkap tentang proses plasma sebagai teknologi yang ramah lingkungan dan terbarukan.
- ❖ Menjelaskan dan memberi wawasan tentang plasma, serta mampu menjelaskan aplikasi teknologi plasma dalam industri.

### 8.1 DEFINISI PLASMA

Plasma didefinisikan sebagai suatu keadaan materi yang mirip dengan gas dimana sebagian partikelnya terionisasi.



**Gambar 8.1** Plasma Sebagai *Fouth State of Matter* (Goodstein, 1985)

Suatu gas yang dipanaskan atau diberi energi dapat mengionisasi molekul atau atomnya dan menjadikannya ke dalam bentuk plasma yang mengandung partikel bermuatan, baik ion positif maupun ion negatif, serta spesi netral. Beberapa bentuk plasma yang terlihat di alam di antaranya petir, aurora, dan matahari (Sturrock, 1994).

Plasma pertama kali diidentifikasi oleh Sir William Crookes pada tahun 1879 yang menyebutnya sebagai “materi yang berpendar”. Istilah plasma kemudian digunakan oleh Irving Langmuir pada tahun 1928 untuk menjelaskan materi yang memiliki muatan seimbang antara ion positif dan negatif tersebut (Langmuir, 1928).

## 8.2 PLASMA DI ALAM

Plasma mencakup sebagian besar hal yang terdapat di alam semesta, di antaranya korona matahari, badai matahari, nebula dan lapisan ionosfer bumi. Fenomena plasma alami yang paling dikenal yaitu petir. Penelitian terobosan terhadap plasma jenis ini telah dilakukan sejak dahulu kala oleh Benjamin Franklin. Salah satu bukunya yang diterbitkan oleh Royal Society pada tahun 1751 berjudul “Experiments and Observations on Electricity : Made in Philadelphia in America” sangat membantu dalam memahami muatan positif dan negatif, serta perbedaan antara insulator dan konduktor. Penelitiannya ini membukakan jalan dalam penemuan penangkal petir. Konstruksi lengkap alat ini dipopulerkan dalam *Poor Richard’s Almanack* pada tahun 1753 (IEEE, 2003).



**Gambar 8.2** Petir Sebagai Salah Satu Plasma di Alam (Wikipedia, 2013)

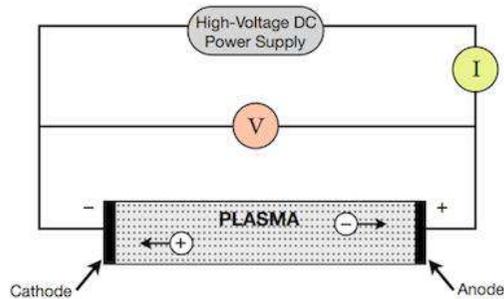
Sementara itu, pada ketinggian mencapai 100 km, atmosfer tidak lagi bersifat non-konduktor akibat adanya ionisasi dan pembentukan plasma oleh radiasi matahari. Ketika proses ionisasi ini terjadi semakin dekat dengan luar angkasa, akan terjadi interaksi antara medan magnet bumi dengan partikel bermuatan yang mengalir dari matahari. Partikel ini kemudian dibelokkan dan seringkali terperangkap di medan magnet bumi. Partikel yang terperangkap ini paling banyak terdapat di dekat kutub sehingga membentuk aurora borealis (Fridman, 2008).



**Gambar 8.3** Aurora Borealis (Stuffpoint, 2014)

### 8.3 MEKANISME PEMBENTUKAN PLASMA

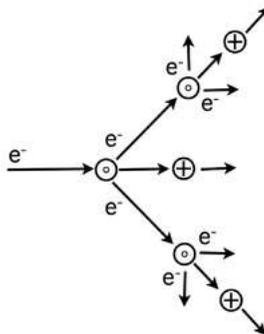
Plasma dapat dihasilkan ketika suatu arus listrik diaplikasikan melewati suatu gas atau fluida dielektrik seperti yang ditampilkan pada Gambar 8.4.



**Gambar 8.4** Skema Suatu Pembangkit Plasma

Tegangan listrik yang semakin meningkat mengakibatkan material dielektrik akan terionisasi sehingga mengalami perubahan dari bersifat insulator menjadi suatu konduktor. Mengalirnya arus listrik menunjukkan akan adanya ionisasi yang mengakibatkan terbentuknya ion dan elektron pada material dielektrik di antara dua elektroda. Semakin besar tegangan listrik yang diberikan pada elektroda, semakin banyak jumlah ion dan elektron yang terbentuk sehingga terjadi reaksi-reaksi diantara ion dan elektron yang menimbulkan kondisi netral dan kondisi tersebut merupakan plasma.

Kondisi ini dapat dijelaskan melalui suatu teori *avalanching ionization*, dimana tumbukan antara ion negatif atau elektron dengan atom gas atau fluida dielektrik akan menghasilkan ion dan elektron lebih banyak lagi seperti yang digambarkan di bawah ini.



**Gambar 8.5** Teori Pergerakan Elektron (*Avalanche Electron*)

Akibat dari kondisi tersebut, akan tercipta suatu “luahan elektrik” (*electrical discharge*) dari ion-ion hasil ionisasi gas atau fluida dielektrik dari elektroda yang satu ke elektroda lainnya. Fasa inilah yang disebut dengan fasa *breakdown* (*spark discharge, arc discharge*). Ketika *discharge* yang terbentuk hanya berada di sekitar elektroda penghasil plasma, kondisi ini disebut dengan fasa *prebreakdown* (*streamer, corona discharge*).

Teori *avalanche electron* ini memiliki kelemahan jika diterapkan kepada air. Air memiliki sifat dielektrik dimana kemungkinan ditemukannya elektron bebas di dalam air sangatlah kecil. Akibatnya, kemungkinan terjadi tumbukan antara elektron dengan molekul air pun akan kecil (Dors, 2011).

Selain teori *avalanche electron*, terdapat teori lain untuk menjelaskan mekanisme terbentuknya plasma, yaitu teori gelembung udara (*bubbles*). Menurut teori ini, *electrical breakdown* terbentuk akibat adanya gas yang terlarut di dalam air. Gas-gas inilah yang ketika diberikan suatu medan listrik akan mengalami ionisasi dan membentuk *discharge* (Dors, 2011). Teori ini lebih tepat untuk menggambarkan mekanisme pembentukan *streamer* di dalam air (Sugiarto, 2005).

Luahan elektrik yang terbentuk akibat ionisasi fluida dielektrik di sekitar elektroda penghasil plasma dapat dijelaskan sebagai berikut.

➤ *Spark Discharge*

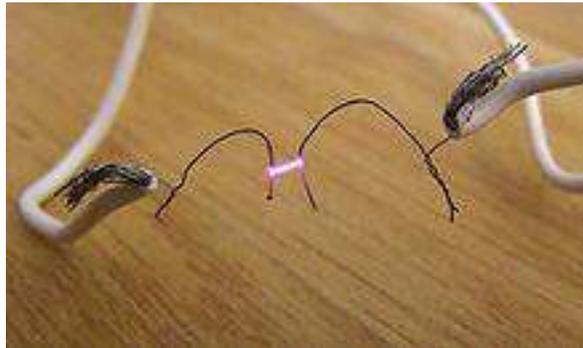
*Electric spark* merupakan salah satu jenis luahan listrik yang terjadi ketika suatu medan listrik menghasilkan aliran konduktif di udara yang diionisasi oleh listrik sehingga menghasilkan emisi cahaya yang pendek serta suara. Sebuah spark terbentuk ketika kekuatan medan listrik melebihi kekuatan medan dielektrik di udara. Kondisi ini mengakibatkan peningkatan jumlah elektron bebas dan ion di udara, yang untuk sesaat akan mengakibatkan udara bersifat konduktor. Petir merupakan salah satu contoh *electric spark* di alam (Meek, 1940).



**Gambar 8.6** *Spark Discharge* (Behary, 2008)

➤ *Arc Discharge*

*Arc discharge* merupakan suatu fasa *breakdown* plasma yang dihasilkan dari arus yang mengalir secara normal melalui medium non-konduktif seperti udara di antara dua elektroda. Luahan ini dicirikan oleh aliran yang kontinyu dengan densitas arus yang tinggi, emisi cahaya yang terlihat dengan jelas dan temperaturnya yang tinggi (Howatson, 1965). Di industri, *arc discharge* biasa digunakan dalam pengelasan, lampu *arc* pada proyektor film, ataupun mesin luahan listrik (*electrical discharge*).

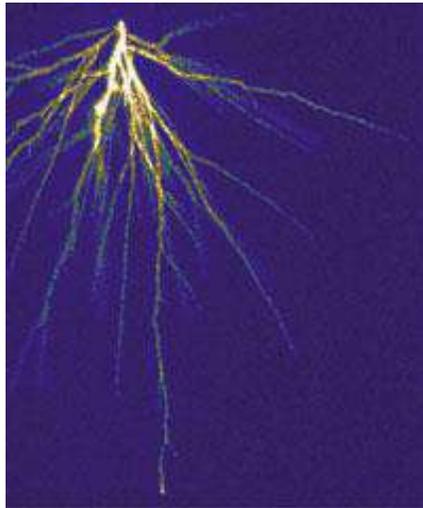


**Gambar 8.7** *Arc Discharge* Antara Untaian Kabel Listrik

➤ *Streamer Discharge*

*Streamer discharge* merupakan salah satu jenis luahan elektrik yang bersifat sementara (*transient*). Luahan ini terbentuk ketika medium insulator, seperti udara, terekspos ke dalam zona dengan perbedaan tegangan yang besar. Ketika medan listrik dihasilkan lewat perbedaan

tegangan yang cukup besar ini, akan terbentuk suatu longsoran elektron (*electron avalanches*). Celah bermuatan yang terbentuk akibat longsoran electron ini akan mengakibatkan munculnya medan listrik yang baru. Medan ini akan memicu terbentuknya longsoran electron baru dengan arah tertentu. Sebagai akibatnya, secara cepat akan muncul daerah yang terionasi di arah tersebut membentuk suatu luahan dengan bentuk mirip jari yang disebut dengan *streamer*.

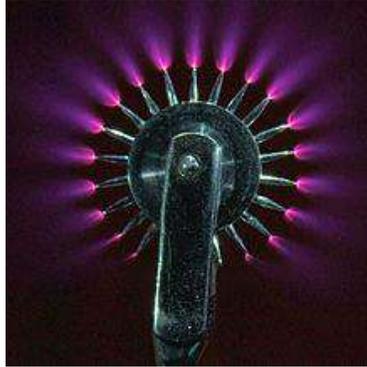


**Gambar 8.8** *Streamer Discharge*

*Streamer* ini bersifat sementara (muncul untuk waktu yang singkat) dan biasanya kondisi ini diaplikasikan dalam produksi ozon, pemurnian udara serta pembakaran yang dibantu oleh plasma (Loeb, 1939).

➤ *Corona Discharge*

*Corona discharge* merupakan suatu luahan dielektrik yang dihasilkan akibat ionisasi fluida di sekitar konduktor yang dibangkitkan secara elektrik. Luahan ini akan terjadi ketika kekuatan medan listrik di sekitar konduktor cukup tinggi untuk membentuk daerah yang konduktif tetapi tidak cukup tinggi untuk menyebabkan *electrical breakdown* terjadi pada objek yang letaknya berdekatan.



**Gambar 8.9** *Corona Discharge*

*Corona discharge* biasa digunakan dalam produksi ozon, pensterilan air kolam, pembersihan partikel dari udara pada sistem air pendingin, fotokopi, serta penghilangan senyawa organik volatil dari atmosfer (Loeb, 1965).

#### **8.4 JENIS-JENIS PLASMA**

Berdasarkan hubungan temperatur antara elektron, ion, dan spesi netral, plasma dapat dikelompokkan sebagai berikut.

- *Thermal plasma* (plasma termal)

*Thermal plasma* berada dalam kesetimbangan termal yang biasa dikenal dengan istilah *local thermodynamic equilibrium* (LTE). Kondisi ini dicirikan oleh temperatur yang sama di setiap titik plasma dimana elektron-elektron dan spesi netral maupun ion-ion dengan suhu partikel gas setara atau hampir sama dengan suhu elektronnya ( $T_{elektron} \sim T_{gas}$ ). Dengan kata lain, partikel-partikelnya memiliki kesetimbangan termal satu sama lain. Sebagai contoh *thermal plasma* adalah petir dan korona matahari.

- *Non-thermal plasma* (plasma non-termal)

*Non-thermal plasma* pada umumnya meliputi plasma yang tidak berada dalam kesetimbangan termal, baik karena temperatur ion yang berbeda dengan temperatur elektronnya, atau karena distribusi kecepatan salah satu spesinya tidak mengikuti distribusi Maxwell-Boltzmann. Selain itu, *non-thermal plasma* juga memiliki elektron dengan suhu yang lebih tinggi dari suhu gasnya ( $T_{elektron} > T_{gas}$ ). Suhu elektron dapat mencapai suhu setara

1 eV (~ 10000 K) atau bahkan lebih tinggi lagi, sedangkan suhu partikel gas berada pada suhu ruang. Plasma yang digunakan dalam teknologi plasma biasanya termasuk ke dalam golongan ini. Sebagai contoh plasma jenis ini adalah aurora borealis.

Selain itu, plasma juga dikelompokkan ke dalam plasma “panas” (*hot*) dan plasma “dingin” (*cold*) berdasarkan ionisasinya. Plasma dikatakan *hot* ketika terjadi ionisasi sempurna, sedangkan plasma dikatakan *cold* ketika hanya sebagian molekul gas yang mengalami ionisasi.

Dewasa ini, teknologi plasma dinilai sangat menjanjikan dan tepat dalam pengolahan air. Dengan membuat plasma dalam air akan dihasilkan berbagai macam spesies aktif seperti ion hidroksi ( $\bullet\text{OH}^-$ ,  $\bullet\text{H}^+$ ), ozon ( $\text{O}_3$ ) dan hidrogen peroksida ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) (Joshi dkk, 1995; Sun dkk, 1997). Hampir seluruh spesies aktif ini memiliki tingkat potensial oksidasi yang tinggi yang berpotensi dalam menguraikan kandungan senyawa organik dalam air seperti yang ditunjukkan pada Tabel 8.1 (Sugiarto, 2006).

**Tabel 8.1** Potensial Oksidasi Spesies Aktif

No	Spesies Aktif	Potensial Oksidasi (V)
1.	Radikal hidroksil ( $\bullet\text{OH}^-$ )	2.80
2.	Ozon ( $\text{O}_3$ )	2.07
3.	Hidrogen peroksida ( $\text{H}_2\text{O}_2$ )	1.78
4.	Radikal perhidroksil ( $\bullet\text{H}^+$ )	1.70

Sumber : Sugiarto (2006)

Selain itu, plasma dalam air juga dapat menghasilkan sinar ultraviolet dan gelombang kejut (*shockwaves*) yang diketahui dapat menguraikan senyawa-senyawa organik dalam air (Clements dkk, 1987), sekaligus membunuh mikroorganisme yang terkandung dalam air.

Menurut Tuhi (2010), ion dan elektron yang dihasilkan melalui teknologi plasma memiliki energi yang sangat tinggi. Ketika ion dan elektron ini bertemu dengan air, maka molekul air akan mengalami reaksi disosiasi seperti berikut:

- H<sub>2</sub>O menjadi OH<sup>-</sup> dan H<sub>2</sub>  

$$2\text{H}_2\text{O} + 2\text{e}^- \rightarrow 2\text{OH}^- + \text{H}_2$$
- H<sub>2</sub>O menjadi H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>  

$$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{O}_2 + 2\text{H}^+ + 2\text{e}^-$$
- H<sub>2</sub>O menjadi O<sub>2</sub>  

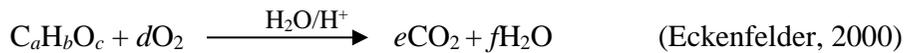
$$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 4\text{H}^+ + \text{O}_2 + 4\text{e}^-$$

Spesies yang dihasilkan tersebut sangat reaktif sehingga dapat menguraikan senyawa-senyawa organik di dalam air menurut reaksi sebagai berikut.

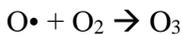
- Reaksi senyawa organik dengan •OH<sup>-</sup>  

$$\text{C}_a\text{H}_b\text{O}_c + d\cdot\text{OH}^- \xrightarrow{\text{H}_2\text{O}/\text{H}^+} e\text{CO}_2 + f\text{H}_2\text{O}$$

- Reaksi senyawa organik dengan O<sub>2</sub>



Disamping itu, sinar ultraviolet yang dihasilkan akan bereaksi dengan molekul oksigen di dalam air sehingga menghasilkan ozon sesuai dengan reaksi di bawah ini :



Molekul ozon ini, sama halnya dengan ozon yang dihasilkan pada proses ozonisasi, dapat dengan cepat merusak dinding sel mikroorganisme sehingga mengalami peluruhan (lisis).

## 8.5 APLIKASI PLASMA DALAM PENGOLAHAN AIR MINUM

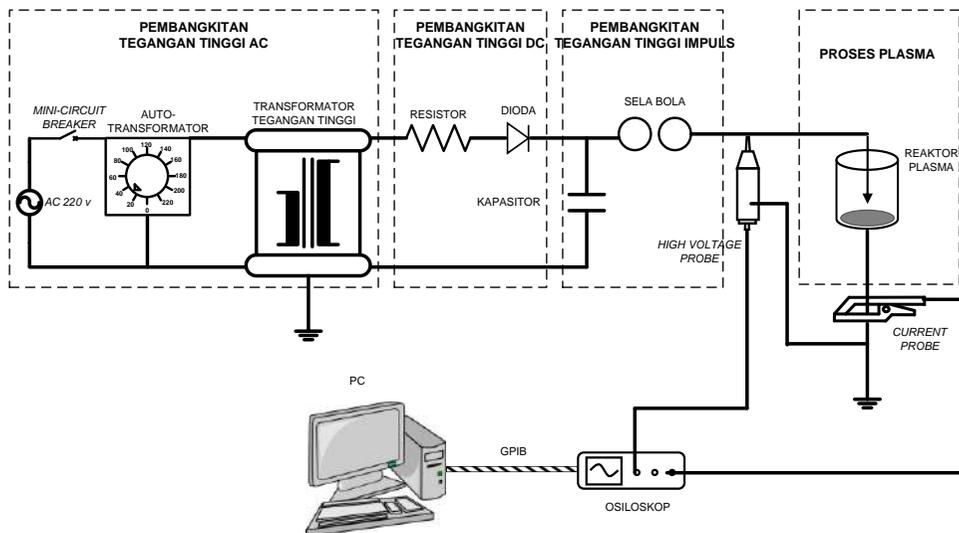
### 8.5.1 Pulsa Tegangan Tinggi

Konsep pulsa tegangan tinggi pertama kali diusulkan pada tahun 1967 untuk mengubah perilaku mikroorganisme. Efek mematikan pulsa tegangan tinggi terhadap mikroorganisme kemudian dipelajari pada tahun 1990-an ketika laboratorium dan rancangan awal peralatan dikembangkan untuk mengevaluasi pengaruh pulsa tegangan tinggi dalam proses pengolahan makanan *non-thermal* untuk memberikan konsumen dengan kualitas makanan yang aman secara mikrobiologis dan segar. Penerapan medan listrik tegangan tinggi pada tingkat tertentu untuk waktu yang sangat singkat oleh gelombang pulsa tidak hanya

menginaktivasi mikroorganisme patogen dan pembusuk, tetapi juga mempertahankan rasa, aroma, nutrisi, dan warna makanan (Ravishankar et al., 2008).

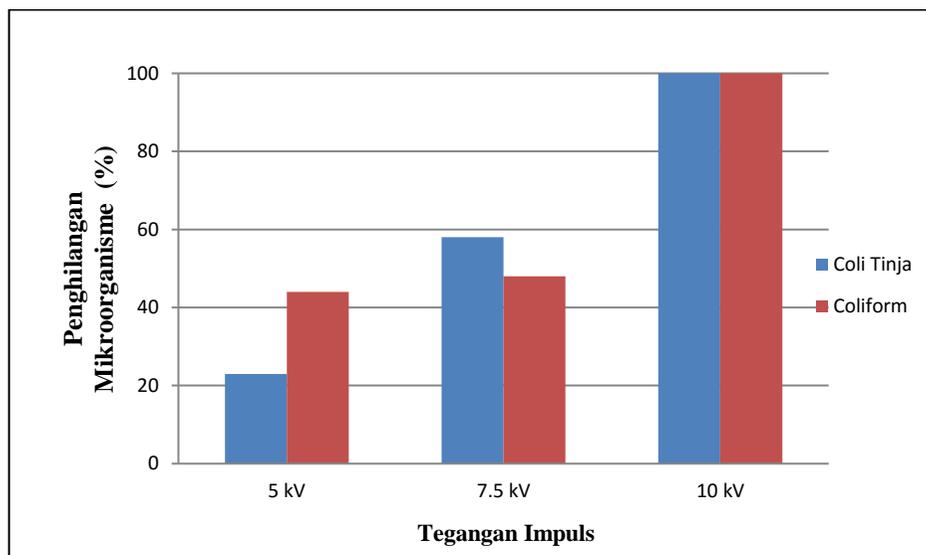
Sistem pulsa tegangan tinggi juga dapat digunakan untuk mensterilkan sampel cairan seperti air minum, buah dan jus sayuran dan susu. Keuntungan dari sistem ini adalah tidak menggunakan bahan kimia untuk mensterilkan cairan. Sistem pulsa tegangan tinggi dapat dirancang untuk meminimalkan efek termal; itu berarti sistem ini tidak harus menyebabkan degradasi termal dari larutan yang disterilkan. Aplikasi non-termal menggunakan metode ini dicapai dengan menetapkan amplitudo yang tepat dari tegangan tinggi, bentuk pulsa dan durasi waktu serta tingkat pengulangan pulsa. Sistem pulsa tegangan tinggi mempengaruhi sel-sel mikroorganisme. Efek utama sistem pengolahan ini adalah elektroporasi. Elektroporasi menyebabkan peningkatan yang signifikan pada permeabilitas membrane sel dan akhirnya elektroporasi akan mempengaruhi kelangsungan hidup sel tersebut (Kadlec, 2011). Studi literatur pemanfaatan plasma untuk pengolahan air telah dilakukan oleh Hazmi et al., (2011). Sedangkan penelitian untuk pengolahan air dengan sistem pulsa tegangan tinggi juga telah dipelajari (Hazmi et al., 2011; 2013).

Rangkaian alat sistem plasma pulsa tegangan tinggi dapat dilihat pada Gambar 8.10 berikut ini (Hazmi et al., 2013).



**Gambar 8.10** Rangkaian Alat Sistem Plasma Pulsa Tegangan Tinggi (Hazmi et al., 2013)

Pengaruh sistem plasma pulsa tegangan tinggi terhadap pengurangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) dapat dilihat pada Gambar 8.11.

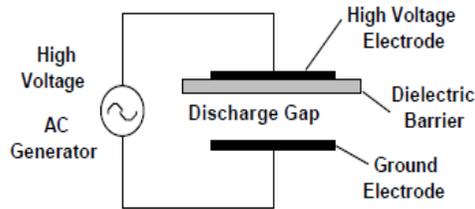


**Gambar 8.11** Pengaruh Sistem Plasma Pulsa Tegangan Tinggi Terhadap Penghilangan Mikroorganisme (Hazmi et al., 2013)

Berdasarkan Gambar 8.11, dapat dilihat bahwa pada pulsa tegangan 5 kV yang diberlakukan pada air sampel selama 60 menit dapat menghilangkan *Fecal Coliform* (coli tinja) sebesar 23%. Apabila yang diberlakukan pada air adalah pulsa tegangan 7,5 kV, maka efisiensi penghilangan *Fecal Coliform* meningkat menjadi 58%, dan untuk pulsa tegangan 10 kV efisiensinya adalah 100%. Sedangkan untuk penghilangan *Total Coliform*, pada saat penerapan pulsa tegangan 5 kV, persentase penghilangan *Total Coliform* adalah 44%. Untuk tegangan 7,5 kV efisiensi penghilangan *Total Coliform* meningkat menjadi 48%, dan apabila diberikan tegangan 10 kV efisiensi penghilangannya meningkat menjadi 100%. Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa peningkatan tegangan impuls akan meningkatkan efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) di dalam air sampel.

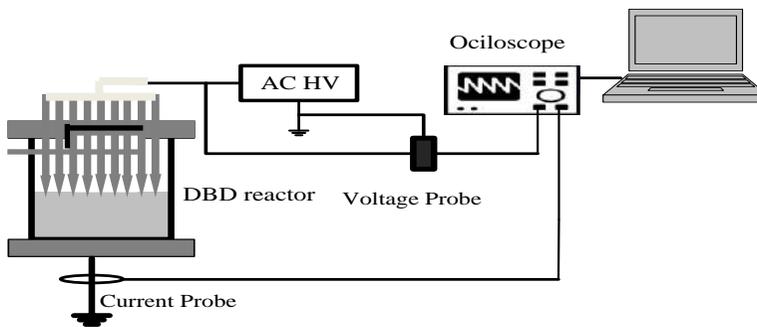
### 8.5.2 Dielectric Barrier Discharge (DBD)

*Dielectric barrier discharge* (DBD) didefinisikan sebagai *electrical discharge* di antara dua elektroda yang dipisahkan oleh suatu penghalang dielektrik. Metode ini pertama kali diperkenalkan oleh Ernst Werner von Siemens pada tahun 1857 (Kogelschatz, 1999). Gambar 8.12 menunjukkan skema alat Dielectric Barrier Discharge secara umum.



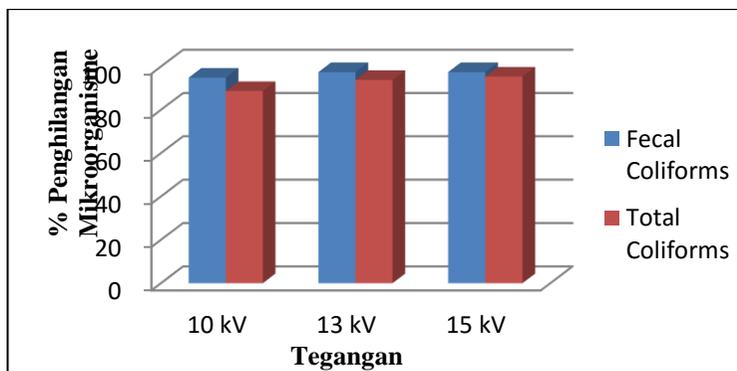
**Gambar 8.12** Skema Alat *Dielectric Barrier Discharge* Secara Umum

Rangkaian alat sistem plasma *Dielectric Barried Discharge* (DBD) dapat dilihat pada Gambar 8.13 berikut ini.



**Gambar 8.13** Rangkaian Alat Sistem Plasma *Dielectric Barrier Discharge* (Desmiarti et al., 2013; 2014)

Pengaruh sistem plasma *Dielectric Barrier Discharge* (DBD) terhadap pengurangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) untuk sampel air sungai dapat dilihat pada Gambar 8.14 berikut.

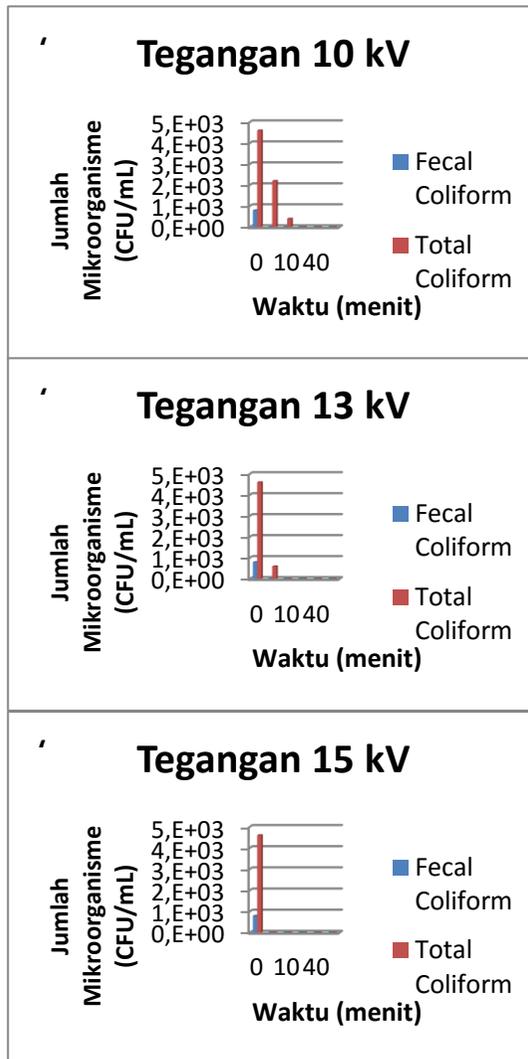


**Gambar 8.14** Pengaruh Sistem Plasma *Dielectric Barrier Discharge* (DBD) Terhadap Penghilangan Mikroorganisme Air Sungai Batang Kuranji

Berdasarkan Gambar 8.14, dapat dilihat bahwa efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms*) akan meningkat seiring dengan peningkatan tegangan yang diberikan. Tegangan 10 kV yang diberlakukan pada air sampel selama 60 menit dapat menghilangkan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* berturut-turut sebesar 94,87% dan 88,66%. Sementara itu, pada tegangan 13 kV efisiensi penghilangan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* meningkat menjadi sebesar 97,44% dan 93,81%. Peningkatan tegangan menjadi 15 kV memberikan hasil bahwa efisiensi penghilangan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* adalah 97,44% dan 95,36%. Hal ini sesuai dengan teori bahwa peningkatan waktu pemberian tegangan berbanding lurus dengan efisiensi penghilangan mikroorganisme (Hazmi dkk, 2011).

Sementara itu, pengaruh sistem plasma *Dielectric Barrier Discharge* (DBD) terhadap pengurangan *Fecal Coliform* dan *Total Coliform* untuk sampel air sumur dapat dilihat pada Gambar 8.15 berikut. Berdasarkan Gambar 8.14 dapat dilihat bahwa efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) untuk sampel air sumur mencapai 100%. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai penghilangan 100% ini berbeda-beda untuk setiap tegangan yang diberikan. Pada tegangan 10 kV waktu yang dibutuhkan untuk penghilangan mikroorganisme secara total adalah 20 menit sedangkan pada tegangan 13 kV dibutuhkan waktu selama 10 menit. Pada tegangan 15 kV, waktu yang dibutuhkan hanya selama 5 menit. Hal ini menunjukkan bahwa

semakin besar tegangan yang diberikan maka semakin cepat waktu yang dibutuhkan untuk menghilangkan mikroorganisme dari dalam air. Kondisi ini disebabkan oleh tegangan yang besar akan menghasilkan plasma dengan intensitas yang lebih besar pula. Peningkatan intensitas plasma ini akan menghasilkan lebih banyak radikal yang mampu membunuh mikroorganisme secara cepat.



**Gambar 8.15** Pengaruh Sistem Plasma *Dielectric Barrier Discharge* (DBD) Terhadap Penghilangan Mikroorganisme Air Sumur Gunung Pangilun (Desmiarti et al., 2014)

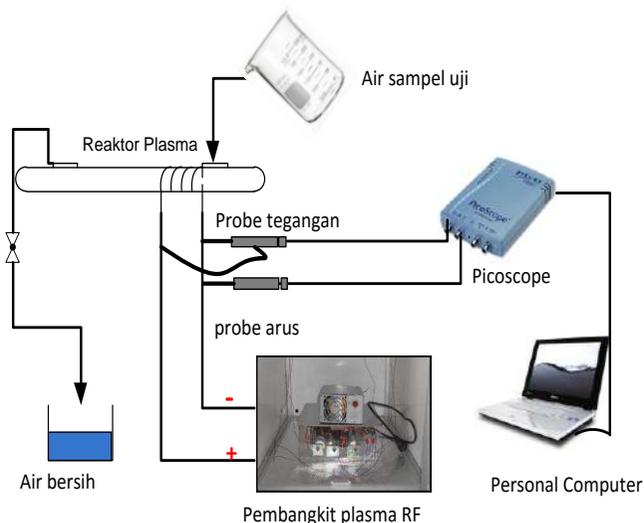
### 8.5.3 Radio-Frekuensi (RF)

#### 8.5.3.1 Sistem Batch

Radio-frekuensi (RF) merupakan suatu gelombang yang memiliki frekuensi pada rentang 3 kHz hingga 3 GHz. Arus RF dapat dengan mudah mengionisasi udara dan menciptakan suatu celah yang bersifat konduktif. Selain itu, arus RF juga dapat mengalir melalui celah yang tersusun oleh insulator dielektrik ataupun kapasitor tersebut (Budyanski, 1995).

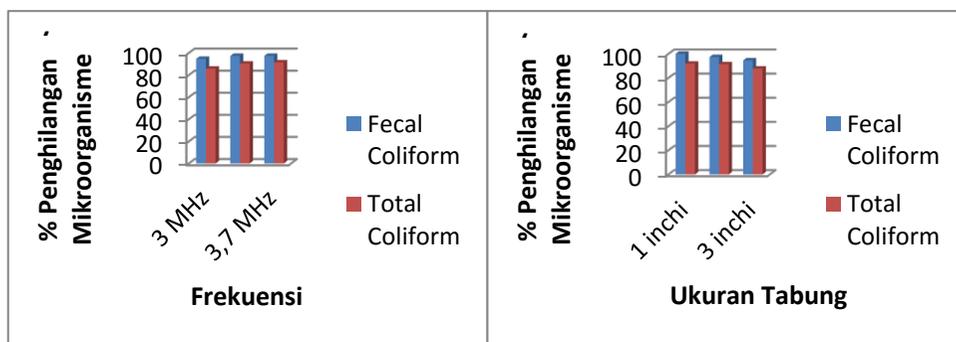
Metode RF termasuk kedalam suatu *inductively coupled plasma (ICP)* dimana sumber energi untuk menghasilkan plasma disuplai dari arus listrik yang dihasilkan melalui suatu induksi elektromagnetik (Montaser, 1992). Elektroda dalam sistem ini terdiri atas rangkaian lilitan kawat tembaga di sekitar reaktor yang akan menginduksi terbentuknya plasma dengan mengionisasi udara di sekitar reaktor. Keuntungan dari ICP ini adalah bebas dari kontaminasi karena elektroda berada di luar reaktor.

Rangkaian alat sistem plasma Radio-Frekuensi sistem batch (RF) dapat dilihat pada Gambar 8.15 berikut ini.



**Gambar 8.16** Rangkaian Alat Sistem Plasma Radio-Frekuensi (Desmiarti et al., 2015)

Pengaruh sistem plasma Radio-Frekuensi (RF) terhadap pengurangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) untuk sampel air sungai dapat dilihat pada Gambar 8.16 berikut.



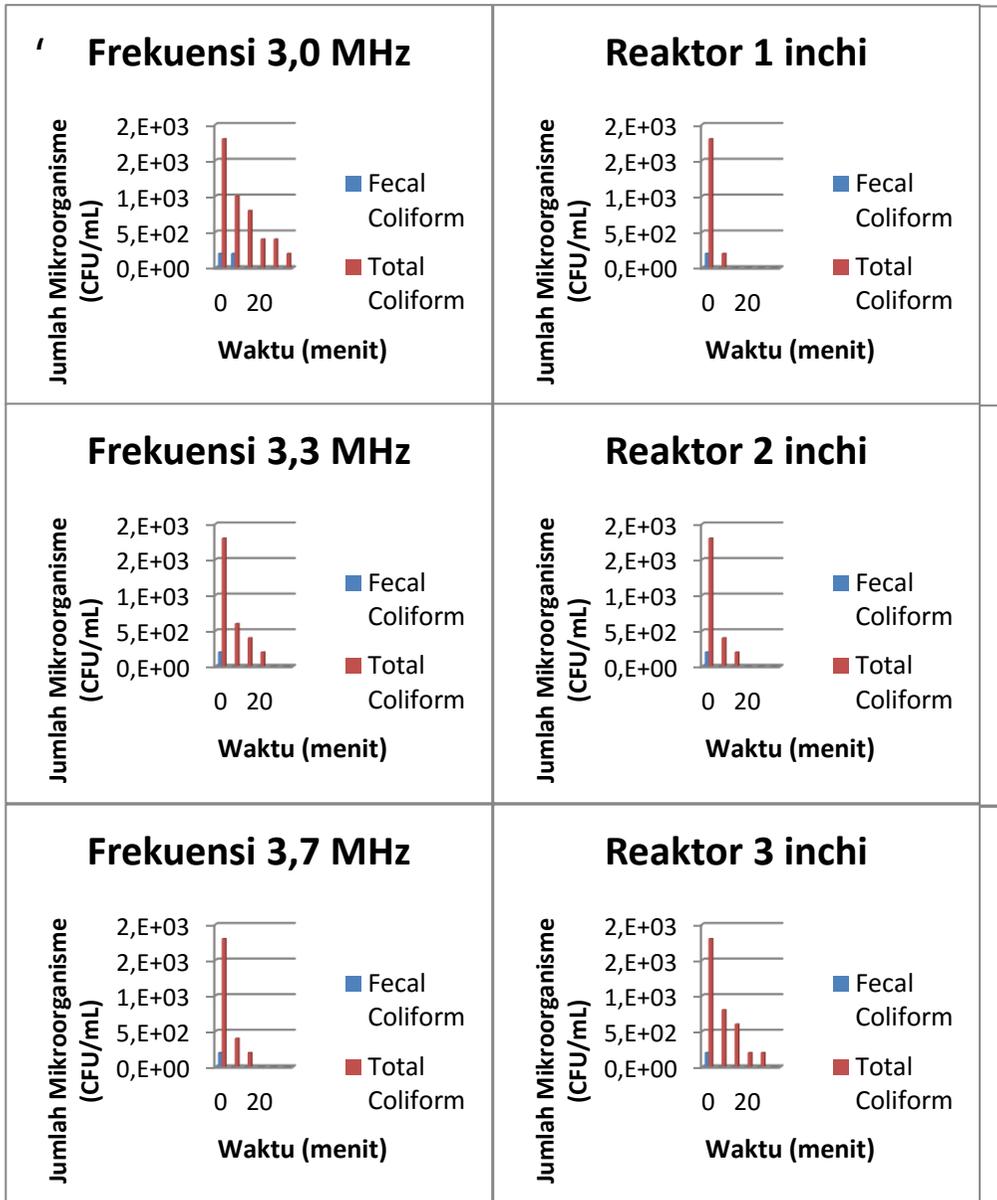
**Gambar 8.17** Pengaruh Sistem Plasma Radio-Frekuensi Terhadap Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme (a) Pengaruh Frekuensi (b) Pengaruh Ukuran Reaktor(Desmiarti et al., 2014)

Berdasarkan Gambar 8.16a dapat dilihat bahwa nilai efisiensi penghilangan mikroorganisme akan meningkat dengan semakin meningkatnya frekuensi yang diberikan. Frekuensi 3,0 MHz yang diberlakukan pada air sampel selama 60 menit dapat menghilangkan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* berturut-turut sebesar 94,59% dan 85,71%. Sementara itu, pada frekuensi 3,3 MHz efisiensi penghilangan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* meningkat menjadi sebesar 97,30% dan 90,31%. Peningkatan frekuensi menjadi 3,7 MHz memberikan hasil bahwa efisiensi penghilangan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* adalah 97,30% dan 91,33%. Kondisi ini memberikan hasil bahwa peningkatan frekuensi mengakibatkan peningkatan % efisiensi penghilangan mikroorganisme dalam sampel air. Hal ini disebabkan oleh kekuatan radiasi akan meningkat terhadap frekuensi.

Sementara itu, berdasarkan Gambar 8.16b dapat dilihat bahwa nilai efisiensi penghilangan mikroorganisme akan menurun dengan semakin meningkatnya ukuran reaktor plasma. Pada frekuensi 3,7 MHz yang diberlakukan pada air sampel dalam reaktor berukuran 1 inchi selama 60 menit persentase penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms*) berturut-turut adalah sebesar 100% dan 91,84%. Sementara itu, pada reaktor plasma

berukuran 2 inchi, penghilangan mikroorganismenya adalah sebesar 97,30% dan 91,33%. Peningkatan ukuran reaktor menjadi 3 inchi memberikan nilai efisiensi penghilangan mikroorganismenya turun menjadi 94,59% dan 87,76%.

Kondisi ini memberikan hasil bahwa peningkatan ukuran reaktor plasma mengakibatkan penurunan % efisiensi penghilangan mikroorganismenya dalam sampel air. Hal ini disebabkan oleh kekuatan radiasi radio frekuensi akan berkurang terhadap jarak. Sama halnya dengan air sungai, kondisi di atas juga berlaku terhadap sampel air sumur dan air gunung. Peningkatan frekuensi sistem plasma RF pada sampel air sumur dan air gunung juga akan meningkatkan efisiensi penghilangan mikroorganismenya. Sementara itu, peningkatan ukuran reaktor plasma akan menurunkan efisiensi penghilangan mikroorganismenya. Selain itu, semakin besar frekuensi yang diberikan maka semakin cepat waktu yang dibutuhkan untuk menghilangkan mikroorganismenya dari dalam air. Kondisi ini dapat dilihat pada Gambar 8.18 berikut ini.

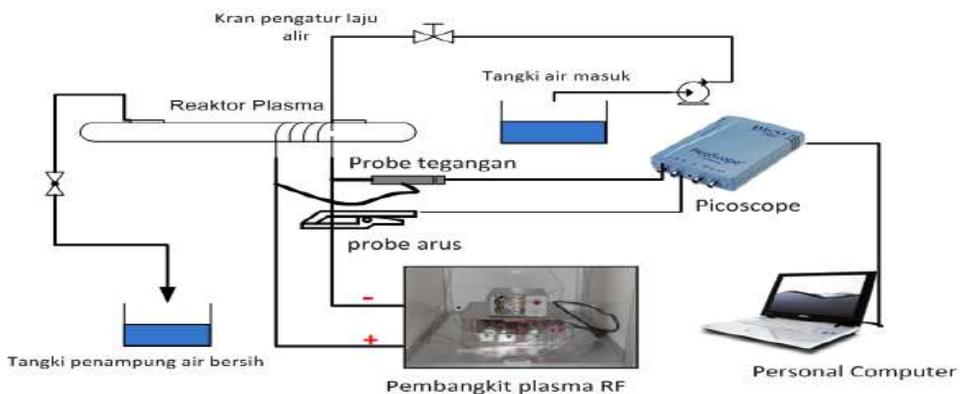


**Gambar 8.18** Pengaruh Sistem Plasma Radio-Frekuensi Terhadap Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme (a) Sampel Air Sumur (b) Sampel Air Gunung  
(Desmiarti et al., 2014)

Berdasarkan Gambar 8.17 dapat dilihat bahwa efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliform* dan *Total Coliform*) untuk sampel air sumur dan air gunung mencapai 100%. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai penghilangan 100% ini berbeda-beda untuk setiap frekuensi yang diberikan. Kondisi ini disebabkan oleh frekuensi yang besar akan menghasilkan plasma dengan intensitas yang lebih besar pula. Peningkatan intensitas plasma ini akan menghasilkan lebih banyak radikal yang mampu membunuh mikroorganisme secara cepat. Proses penghilangan mikroorganisme tercepat yaitu pada sampel air gunung dengan frekuensi 3,7 MHz dan waktu penghilangan selama 10 menit.

### 8.5.3.2 Sistem Kontinuis

Skema susunan peralatan plasma radio frekuensi yang digunakan ditampilkan pada Gambar 8.19.

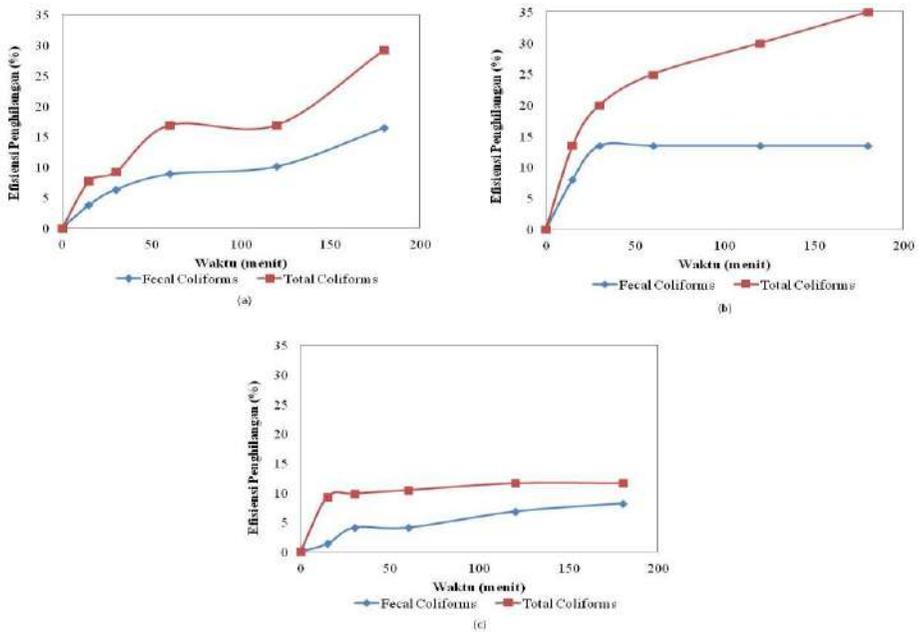


**Gambar 8.19** Skema Alat Plasma Radio Frekuensi Sistem Kontinuis (Desmiarti et al., 2015)

Proses penghilangan kandungan mikroorganisme (*Total Coliforms* dan *Fecal Coliforms*) dalam air dapat dilakukan dengan menggunakan sistem plasma radio frekuensi. Penelitian dilakukan dengan bervariasi diameter reaktor plasma radio frekuensi yaitu 1, 2 dan 3 inch dengan laju alir 30 mL/menit dan frekuensi 3.0 MHz yang dilakukan selama 180 menit. Hasil penelitian menunjukkan bahwa pada diameter 3 inch yang diberlakukan pada air sampel selama 180 menit dapat menghilangkan *Total Coliforms* sebesar 11,63% dan *Fecal Coliforms* sebesar 8,22%, hal ini dapat dilihat pada Gambar 8.20.c. Sedangkan pada diameter 2 inch, efisiensi penghilangan *Total Coliforms* sebesar 35% dan

*Fecal Coliforms* sebesar 13,51%, hal ini dapat dilihat pada Gambar 8.20.b. Penurunan diameter reaktor plasma radio frekuensi menjadi 1 inch memberikan hasil bahwa efisiensi penghilangan *Total Coliforms* sebesar 29,23 dan *Fecal Coliforms* sebesar 16,46%, hal ini dapat dilihat pada Gambar 8.20.a.

Dari Gambar 8.20 menunjukkan bahwa efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms*) akan meningkat seiring dengan penurunan diameter reaktor plasma radio frekuensi. Hal ini didukung juga dari penelitian (Desmiarti et al., 2015) bahwa efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms*) akan meningkat seiring dengan menurunnya diameter reaktor plasma radio frekuensi.



**Gambar 8.20** Pengaruh Ukuran Diameter Reaktor Plasma Terhadap Bakteri *Total Coliforms* dan *Fecal Coliforms* laju alir 30 mL/menit frekuensi 3.0 MHz (a) Diameter Reaktor 1 inch (b) Diameter Reaktor 2 inch (c) Diameter Reaktor 3 inch (Desmiarti et al., 2015)

Kondisi ini sesuai dengan teori bahwa semakin besar diameter reaktor yang diberikan akan berbanding terbalik dengan efisiensi penghilangan mikroorganisme (*Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms*). Hal ini dapat dikaitkan

dengan intensitas debit medan listrik, gelombang kejut dan radiasi sinar ultraviolet menurun dengan peningkatan diameter reaktor, yang meningkatkan jarak radiasi yang menghasilkan spesies reaktif seperti  $\text{OH}^\cdot$ ,  $\text{H}^\cdot$ ,  $\text{O}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}_2$  dalam fase gas dan larutan. Spesies aktif ini akan membunuh mikroorganisme dengan cara elektoporasi, yaitu melubangi membran sel akibat adanya pengaruh muatan listrik oleh ion-ion dan elektron sehingga mengakibatkan deaktivasi mikroorganisme (Mendis et al, 2003). Selain itu, spesies aktif yang dihasilkan akan mendegradasi DNA sehingga mikroorganisme seperti *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* menjadi tidak aktif (Heesch et al, 2000). Efisiensi penghilangan *Fecal Coliforms* dan *Total Coliforms* dapat dilihat pada Tabel 8.2.

**Tabel 8.2** Efisiensi Penghilangan Mikroorganisme pada Diameter Reaktor 1, 2 dan 3 inch

Diameter Reaktor (inch)	Efisiensi Penghilangan (%)	
	<i>Fecal Coliforms</i>	<i>Total Coliforms</i>
1	16,46	29,23
2	13,51	35
3	8,22	11,64

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim<sup>1</sup>, *Pemeriksaan Bakteriologis Air*, Diakses Tanggal 03 Januari 2012, (<http://helpingpeopleideas.com/publichealth/index.php/2011/12/pemeriksaan-bakteriologis-air/>).
- Anonim<sup>2</sup>, 2011, *Pelayanan PDAM Kota Padang Sudah Optimal?*, Diakses Tanggal 20 Juni 2014 (<http://minangkabaunews.com/artikel-1566-pelayanan-pdam-kota-padang-sudah-optimal-.html>).
- Anonim<sup>3</sup>, 2011, *Koagulasi dan Flokulasi*, Diakses Tanggal 6 Juni 2014 (<http://danylatu.blogspot.jp/>).
- Anonim<sup>4</sup>, 2012, *Sedimentasi*, Diakses Tanggal 6 Juni 2014 (<http://adekbacatulisbagi.wordpress.com/2012/06/23/sedimentasi/>).
- Anonim<sup>5</sup>, 2012, *Pure Aqua supplied a Brackish Water Reverse Osmosis system in Ghana*, Diakses Tanggal 6 Juni 2014 (<http://www.liquidsonline.com/articles/773-Pure-Aqua-supplied-a-Brackish-Water-Reverse-Osmosis-system-in-Ghana>).
- Anonim<sup>6</sup>, 2013, *ORP Measurements Of Water*, Diakses Tanggal 14 November 2013, (<http://infobrowser.hubpages.com/hub/ORP-Measurements-Of-Water?rss>).
- Azwar, Azrul, 1979, *Dasar-Dasar Perencanaan di Bidang Kesehatan*, Jakarta : Badan Ilmu Kesehatan Masyarakat FK-UI.
- Bitton, Gabriel, 1994, *Wastewater Microbiology*, New York, A John Wiley & Sons, Inc.
- Budyansky, A., and A. Zykov, 1995, *Static Ccurrent-Voltage Characteristics for Radio-Frequency Induction Discharge*, Plasma Science, IEEE Conference Record - Abstracts., p.146.
- Clements J. S, M. Sato, R. H. Davis, 1987, *Preliminary Investigation of Prebreakdown and Chemical Reaction Using a Pulsed High Voltage on Industrial Application*, Vol. 1A-23, No. 2.

- Craun, G.F. 1988. *Surface Water Supplies and Health*. J. Am. Water Works Assoc. (Feb): 40-52.
- Desmiarti R.**, Ellyta S., Fadilla H., Laila F. (2010) Kualitas Air Sumur dan Air Permukaan di Kampus II Universitas Bung Hatta Padang. Proceeding KonNasPBKL-2010 ISSN: 2087-6343. pp. 50-55. Padang 4-5 November.
- Desmiarti R.**, & Hazmi (2013a), Plasma application for treatment of organic carbon and microorganisms in water, The 2<sup>nd</sup> International Young Scientists Conference on Analytical Sciences, 17-18 September 2013, Andalas University (Keynote Lecture).
- Desmiarti R.**, Hazmi A., Eka PW., Ellyta S., Yenni T and Marhaeni M. (2013b), Performance of Dielectric Barrier Discharge for Degradation of Organic Compound and Removal of Microorganisms in Drinking Water, Proceeding The 3<sup>rd</sup> International Symposium on Engineering, Energy and Environments-ISBN: 978-974-466-715-1, Bangkok, 17-20 November 2013.
- Desmiarti R.**, Hazmi A., Ellyta S., Yenni T dan Zulki, (2014), Death Kinetics of Microorganisms by Non-Thermal Plasma System, The 3<sup>rd</sup> International Young Scientists Conference on Analytical Sciences, 23-24 September 2014, Andalas University.
- Desmiarti R.**, Hazmi A., Ellyta S., Yenni T (2015), Removal of Pathogenic Bacteria in Water by Radio Frequency Thermal Plasma Treatment, Journal of Pharmaceutical, Biological and Chemical Sciences, ISSN: 0975-8585, Vol. 6(1), pp 889-897.
- Dors, Mirosław, 2011, *Plasma For Water Treatment*, Poland, Polish Academy of Sciences.
- Eckenfelder, W. Wesley, 2000, *Industrial Water Pollution Control*, New York, McGraw Hills Companies.
- Faruq, Umar, 2010, *Makalah Pencemaran Air*, 23 Januari 2010, (<http://henithree.student.umm.ac.id/2010/01/23/makalah-pencemaran-air/>).

- Fridman G., G. Friedman, A. Gutsol, A.B. Shekhter, V.N. Vasilets, A. Fridman, 2008, *Applied Plasma Medicine*, Plasma Process. Polym., Volume 5 Issue 6, Pages 503-533.
- Gleick, P.H., ed., 1993, [\*Water in Crisis: A Guide to the World's Freshwater Resources\*](#), Oxford University Press, p. 13, Table 2.1 "Water reserves on the earth".
- Hazmi A., **Desmiarti R.**, Bayu H., Lilla. (2010). *Pengolahan air limbah dengan sistem plasma: Studi Literatur*. Proceeding KonNas PBKL-2010 ISSN: 2087-6343.hal 114-117. Padang 4-5 Nov.
- Hazmi A., **Desmiarti R.**, Eka PW and Darwison (2013), Removal of Microorganisms in Drinking Water using Pulsed High Voltage, *J. Engineering Technological Sciences*, Vol. 45, No. 1, pp 1-8.
- Hazmi A., **Desmiarti R.** Eka PW, 2011, *Penghilangan Mikroorganisme dalam Air Minum dengan Pulsa Tegangan Tinggi*, Prosiding SNTK TOPI, Pekanbaru, Hal. DLL03. 13-16. 21-22 Juli.
- Howatson, A.M., 1965, *An Introduction to Gas Discharges*, Oxford: Pergamon Press. pp. 47–101. [ISBN 0-08-020575-5](#).
- IEEE, 2003, *Transactions on Plasma Science* 31, 1052 (2003).
- Jeffrey Utz, M.D ,2000, What percentage of the human body is composed of water? The MadSci Network, (<http://www.madsci.org/posts/archives/2000-05/958588306.An.r.html>)
- Joko, Tri. 2010. Unit Air Baku dalam Sistem Penyediaan Air Minum. Graha Ilmu, Yogyakarta.
- Joshi A. A, B. R. Locke, P. Arce, W. C. Finney., 1995, *Formation of Hydroxyl Radical, Hydrogen Peroxide and Aqueous Electrons by Pulsed Streamer Corona Discharge in aqueous solution*, *J. Hazard Materials*, Vol. 44
- Kadlec, T., V. Babický, and M. Člupek, 2011, *Application of Pulsed Electric Field on Bacteria*, Czech Republic, WDS'11 Proceedings of Contributed Papers, Part II, 263–266, ISBN 978-80-7378-185-9.

- Kogelschatz, Ulrich, Baldur Eliasson, and Walter Egli, 1999, *[From Ozone Generators to Flat Television Screens: History and Future Potential of Dielectric-Barrier Discharges](#)*, Pure Applied Chemistry, Vol. 71, No. 10, pp. 1819-1828.
- Langmuir, I., 1928, *Oscillations in Ionized Gases*, US, *Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America* 14 (8): 628.
- Loeb, Leonard B., Kip, Arthur F, 1939, *Electrical Discharges in Air at Atmospheric Pressure The Nature of the Positive and Negative Point-to-Plane Coronas and the Mechanism of Spark Propagation*, *Journal of Applied Physics* 10 (3): 142.
- Loeb, Leonard B., 1965, *Electrical Coronas Their Basic Physical Mechanisms*, University of California Press.
- Mahida, U.N., 1984, *Pencemaran air dan Pemanfaatan Limbah Industri*, Kata Pengantar Otto Soemarwoto, Jakarta, Penerbit CV. Radjawali.
- Media Indonesia, 2011, *70 Persen Sumur di Indonesia Tercemar Bakteri E Coli*, Diakses Tanggal 14 November 2013, ([http://www.mediaindonesia.com/read/2011/05/04/223313/89/14/70-Persen-Sumur-di-Indonesia-Tercemar Bakteri-E-Coli](http://www.mediaindonesia.com/read/2011/05/04/223313/89/14/70-Persen-Sumur-di-Indonesia-Tercemar-Bakteri-E-Coli))
- Meek, J., 1940, *A Theory of Spark Discharge*, *Physical Review* 57 (8): 722.
- Odum, E. P., 1971, *Fundamental of Ecology*, London, Philadelphia, W. B. Saunders Company.
- Pauline M. Doran, 2013, *Bioprocess Engineering Principles 2 nd edition.*, Academic Press. ISBN 978-0-12-220851-5
- Ravishankar, S., H. Zhang and M. L. Kempkes, 2008, *Pulsed Electric Fields*, *Food Science and Technology International* October 2008 vol. 14 no. 5 429-432.
- Republika, 2012, *Sering Konsumsi Air Isi Ulang? Waspadalah, karena...*, Diakses Tanggal 14 November 2013 (<http://www.republika.co.id/berita/gaya-hidup/info-sehat/12/05/10/m3s0ug-sering-konsumsi-air-isi-ulang-waspadalah-karena>)

- Risdianto, Dian, 2007, *Optimisasi Proses Koagulasi Flokulasi Untuk Pengolahan Air Limbah Industri Jamu (Studi Kasus PT. Sido Muncul)*, Universitas Diponegoro, Semarang.
- Robinson J. W, M. Ham, A. N. Balaster, 1973, *Ultraviolet Radiation from Electrical Discharges in Water*, J. Applied Physics, Vol. 44.
- Snider, K.E., J.L. Darby, and G. Tchobanoglous, 1991, *Evaluation of Ultraviolet Disinfection For Wastewater Reuse Applications In California*. Davis, Department of Civil Engineering, University of California.
- Soesanto, Sri Soewasti, 1996, *Senyawa Organik Dalam Air Minum*, Media Litbangkes Vol. VI No. 01.
- Sorensen, S. P. L., Enzymstudien. II, 1909, *Über die Messung und die Bedeutung der Wasserstoffionen konzentration bei enzymatischen Prozessen*, Biochem. Zeitschr., Vol. 21, pp. 131–304.
- Sun B., M. Sato, J. S. Clements, 1997, *Optical Study of Active Species Produced by a Pulsed Streamer Corona Discharge in Water*, J. Electrostatics, 39.
- Sturrock, Peter A., 1994, *Plasma Physics: An Introduction to the Theory of Astrophysical, Geophysical & Laboratory Plasmas.*, Cambridge, Cambridge University Press. [ISBN 0-521-44810-7](https://doi.org/10.1017/CBO9780511524481).
- Sugiarto A. T., 2005, *Investigasi Spark Discharge dalam Air Dengan Metode Spektroskopik*, Tangerang, Pusat Penelitian KIM-LIPI.
- Sugiarto A. T., 2006, *Electrical Discharge dalam Air dan Aplikasinya dalam Pengukuran Senyawa Organik*, Bandung, Prosiding Seminar Nasional Tenaga Listrik dan Mekanik.
- Sun B., M. Sato, J. S. Clements, 1997, *Optical Study of Active Species Produced by a Pulsed Streamer Corona Discharge in Water*, J. Electrostatics, 39.
- Suprihatin, 2003, *Sebagian Air Minum Isi Ulang Tercemar Bakteri Coliform*, Tim Penelitian Laboratorium Teknologi dan Manajemen Lingkungan, IPB, Kompas, 26 April 2003.

- Tuhu Agung R, Hanry Sutan Winata, 2010, *Pengolahan Air Limbah Industri Tahu Dengan Menggunakan Teknologi Plasma*, Jurnal Ilmiah Teknik Lingkungan Vol.2 No. 2 hal 19-28.
- U.S. Environmental Protection Agency, 1987, *Guidance Manual for Compliance with the Filtration and Disinfection Requirements for Public Water Systems Using Surface Water Sources*. Washington DC : Office of Drinking Water, Criteria and Standard Division.
- U.S. Environmental Protection Agency, 1987, *Draft Executive Summary of Technologies and Costs for the Removal of Microbial Contaminants from Potable Water Supplies*. Washington DC : Office of Drinking Water, Science and Technology Branch.
- Vega-Mercado, H., Pothakamury, U. R., Chang, F.-J., Barbosa-Cánovas, G. V. and Swanson, B. G., 1996, *Inactivation of Escherichia Coli by Combining pH, Ionic Strength and Pulsed Electric Fields Hurdles*. Food Res Int. 29(2):117-121.
- WHO and UNICEF, 2012, [Progress on Drinking-water and Sanitation: 2012 Update](#), WHO, Geneva and UNICEF, New York.
- YLKI, 2013, *Ribuan Depot Air Minum Isi Ulang Belum Berizin*, Diakses Tanggal 16 Mei 2014, (<http://www.hukumonline.com/berita/baca/lt511e2fbaecccb/ribuan-depot-air-minum-isi-ulang-belum-berizin>).
- Wikipedia, 2010, *Sedimentation*, Diakses Tanggal 6 Juni 2014 (<http://en.wikipedia.org/wiki/Sedimentation>).