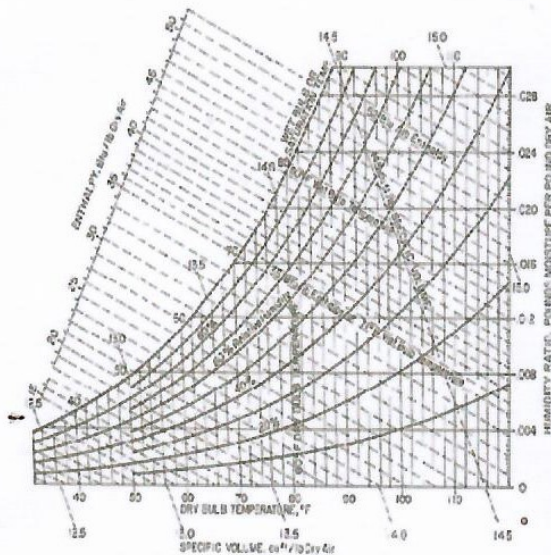


TEKNOLOGI PENGERING UNGGUN FLUIDISASI



Penggunaan,
Dasar Perancangan,
dan Optimasi

Dr.-Ing. Suherman, ST, MT
Evan Eduard Susanto, ST

TEKNOLOGI PENGERING UNGGUN FLUIDISASI:

Penggunaan, Dasar Perancangan, dan Optimasi

Dr.-Ing. Suherman, ST, MT
Evan Eduard Susanto, ST

TEKNOLOGI PENGERING UNGGUN FLUIDISASI:

Penggunaan, Dasar Perancangan, dan Optimasi

Dr.-Ing. Suherman, ST, MT

Evan Eduard Susanto, ST

Editor: Dr.-Ing. Suherman, ST, MT

Tata Letak: Thomas Sugeng Hariyoto

Desain Sampul: Thomas Sugeng Hariyoto



Hak Cipta © 2018, Penerbit Fastindo

Jl. Prof. Sudarto LPPU II 12 A,

Tembalang, Semarang

Telp. (024) 764 805 90

Email: fstindo@gmail.com

Hak cipta dilindungi undang-undang. Dilarang memperbanyak sebagian atau seluruh isi buku ini dalam bentuk apa pun, baik secara elektronik maupun mekanik, termasuk memfotokopi, merekam, atau dengan menggunakan system penyimpanan lainnya, tanpa izin tertulis dari Penerbit.

UNDANG-UNDANG NOMOR 19 TAHUN 2002 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 **Rp5.000.000.000,00 (lima miliar rupiah)**.
2. Barang siapa dengan sengaja menyiarkan, memamerkan, mengedarkan, atau menjual kepada umum suatu ciptaan atau barang hasil pelanggaran Hak Cipta atau Hak Terkait sebagaimana dimaksud pada ayat (1) dipidana dengan pidana penjara paling lama 5 (lima) tahun dan/atau denda paling banyak **Rp500.000.000,00 (lima ratus juta rupiah)**.

Suherman dan Evan Eduard Susanto

TEKNOLOGI PENGERING UNGGUN FLUIDISASI:

Penggunaan, Dasar Perancangan, dan Optimasi

---Semarang: Fastindo, 2018

vi + 118 hlm; 25 cm

ISBN 978-602-6627-27-8

1. Teknologi 2. FLUIDISASI

I. Judul II. Suherman dan Evan Eduard Susanto

KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Allah Swt, akhirnya penulis dapat menyelesaikan penulisan Buku: **TEKNOLOGI PENGERING UNGGUN FLUIDISASI: Penggunaan, Dasar Perancangan, dan Optimasi** yang merupakan pengembangan dari hasil kegiatan penelitian.

Tujuan dibuatnya Buku ini, agar memberikan kemudahan bagi siapapun untuk mendapatkan pemahaman tentang teknologi pengeringan menggunakan pengering unggun fluidisasi dan analisa-analisa pada pengering unggun fluidisasi

Penulis menyadari bahwa buku ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu penulis sangat mengharapkan saran dan kritik yang membangun dari pembaca.

Akhir kata, penulis mengucapkan terima kasih banyak kepada semua pihak yang telah membantu terselesaikannya penulisan Buku ini.

Semarang, Juli 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	ii
DAFTAR ISI	iii
BAB I TEORI DASAR PENGERINGAN.....	5
1.1 Definisi Pengeringan.....	5
1.2 Prinsip Dasar Pengeringan	6
1.3 Istilah Umum Dalam Psikometrik Dan Pengeringan	9
1.4 Kurva Sorption Isotherm.....	11
1.5 Klasifikasi Padatan Basah dan Jenis Moisture.....	11
1.6 Kurva Laju Pengeringan	14
BAB II: PENGERING UNGGUN FLUIDISASI	18
2.1 Konsep Dasar	18
2.2 Kelebihan dan Batasan.....	21
2.3 Parameter Operasi	22
2.4 Jenis Pengering.....	23
BAB III: KAJIAN EKSPERIMEN	28
3.1 Pengeringan Tepung Tapioka	28
3.2 Pengeringan Padi.....	47
3.3 PENGERINGAN KEDELAI	60
BAB IV: KAJIAN PEMODELAN DAN SIMULASI.....	80
4.1 Pemodelan Pengering Unggun Fluidisasi	80
4.2 Simulasi Pengering Tapioka	86
4.3 Pemodelan Pengeringan Kedelai.....	94
BAB V: KAJIAN OPTIMASI ENERGI.....	104

5.1	ANALISA ENERGI PADA PENGERINGAN TEPUNG TAPIOKA.....	104
5.2	ANALISA ENERGI PADA PENGERINGAN PADI.....	110

BAB I TEORI DASAR PENGERINGAN

1.1 Definisi Pengerinan

Operasi pengeringan mengkonversi bahan baku padat, semi-padat atau cair menjadi produk padatan dengan cara menguapkan cairan ke fase uap dengan bantuan panas. Khusus pada pengeringan beku (*freeze drying*), yang berlangsung di bawah *triple point* cairan yang akan dihilangkan, pengeringan dapat terjadi karena sublimasi dari fase padat langsung ke fase uap. Terjadinya perubahan fasa dan menghasilkan fase padat sebagai produk akhir adalah karakteristik penting dari proses pengeringan. Pengeringan berperan penting dalam bidang kimia, pertanian, bioteknologi, makanan, polimer, keramik, farmasi, pulp dan kertas, pengolahan mineral, industri pengolahan kayu, dan lain sebagainya.

Pengeringan merupakan salah satu unit operasi teknik kimia yang paling tua, paling umum, dan paling beragam. Lebih dari empat ratus jenis pengering telah dilaporkan dalam literatur dan lebih dari seratus jenis pengering yang berbeda telah dibuat dan tersedia. Sama halnya dengan distilasi, pengeringan merupakan unit operasi yang menghabiskan banyak energi. Hal ini disebabkan panas laten penguapan yang tinggi dan tidak efisien karena menggunakan udara panas (paling umum) sebagai media pengeringan. Nilai konsumsi energi pada pengeringan bervariasi, mulai dari 5% pada industri proses kimia, hingga 35% pada industri pembuatan kertas. Biaya terbanyak pada pengeringan terletak pada proses operasinya dibandingkan biaya saat investasi awal.

Pengeringan merupakan unit operasi yang penting dikarenakan beberapa alasan, yaitu kemudahan penanganan padatan, pengawetan dan penyimpanan, penurunan biaya transportasi, mencapai mutu produk yang diinginkan, dan lain-lain. Prosedur pengeringan yang tidak benar dapat menyebabkan kerusakan permanen pada kualitas produk dan produk tidak dapat dijual. Tabel 1.1 menunjukkan beberapa contoh dari aplikasi teknologi pengeringan.

Tabel 1.1. Aplikasi teknologi pengeringan

Bidang	Produk
Pertambangan	NaCl, CaCO ₃
Konstruksi	Pasir, Semen, Batu Bata
Keramik	Bahan baku dan komponen produk
Kimia	Plastik, pigmen, insektisida, herbisida, fungisida, pupuk, detergen, bahan pembantu tekstil
Obat-obatan	Obat-obatan, enzim, tanaman dan buah
Tekstil	Fiber, tekstil
Pertanian dan kehutanan	Kayu, jerami, cereal, biji-bijian
Makanan	Buah, kentang, sayuran, kopi, teh, makanan instant, susu, makanan bayi
Kertas dan kayu	Kertas, paperboard, wall paper, kayu, abu kayu
Elektronik	Resistor, komponen
Mobil	Komponen mesin, lembaran logam, cat

Tidak ada satupun desain prosedur yang dapat berlaku untuk semua atau beberapa jenis pengering. Oleh karena itu penting untuk memperhatikan dasar-dasar perpindahan panas, massa dan momentum ditambah dengan pengetahuan tentang sifat material (kualitas) ketika mendesain pengering atau menganalisis pengering yang sudah ada. Bila ditinjau dari segi matematis, semua proses yang terlibat, bahkan pada pengering yang sederhana, sangat tidak linear dan karenanya upaya *scale-up* pengering umumnya sulit dilakukan.

Percobaan pada skala laboratorium ditambah dengan pengalaman di lapangan berperan penting dalam pengembangan aplikasi pengering baru. *Vendor* pengering biasanya hanya menawarkan beberapa jenis alat pengeringan. Oleh karena itu, pembeli harus memiliki pengetahuan dasar yang cukup mengenai berbagai jenis pengering dan mampu melakukan seleksi awal sebelum membeli alat pengering dengan spesifikasi tertentu ke vendor. Secara umum, suatu permasalahan pengeringan dapat ditangani dengan beberapa jenis pengering.

1.2 Prinsip Dasar Pengeringan

Pengeringan adalah operasi kompleks, melibatkan perpindahan panas transien dan perpindahan massa bersama dengan beberapa proses, seperti perubahan fisik atau kimia, yang dapat menyebabkan perubahan kualitas produk serta perubahan mekanisme perpindahan massa dan panas. Perubahan fisik yang mungkin terjadi meliputi: penyusutan (*shrinkage*), penggembungan (*puffing*), atau kristalisasi. Dalam beberapa kasus, diinginkan atau tidak diinginkan, ada kemungkinan terjadi reaksi kimia atau biokimia sehingga menyebabkan perubahan warna, tekstur, bau atau karakteristik lain dari produk padatan. Dalam pembuatan katalis, misalnya, kondisi pengeringan dapat menghasilkan perbedaan yang signifikan dalam aktivitas katalis dengan mengubah luas permukaan internal katalis.

Pengeringan terjadi melalui penguapan cairan dengan memberikan panas pada bahan basah. Panas dapat diberikan secara konveksi (pengeringan langsung), konduksi (kontak atau pengering tidak langsung), radiasi atau secara volumetrik dengan menempatkan bahan basah dalam bidang *microwave* atau radio elektromagnetik. Lebih dari 85 persen pengering yang digunakan di industri adalah jenis konvektif dengan udara panas atau gas pembakaran langsung sebagai media pengeringan. Lebih dari 99 persen aplikasi pengeringan melibatkan penghilangan air. Semua jenis pengeringan kecuali pengeringan dielektrik (*microwave* dan frekuensi radio) menyuplai panas pada bagian luar objek yang dikeringkan sehingga panas harus berdifusi ke padatan terutama secara konduksi. Cairan harus bergerak ke permukaan bahan sebelum diangkut oleh gas pembawa (atau dengan cara vakum untuk pengering non-konvektif).

Perpindahan uap air dalam padatan dapat terjadi oleh salah satu atau lebih dari mekanisme transfer massa berikut:

- Difusi cair, jika temperatur padatan basah berada di bawah titik didih cairan.
- Difusi uap, jika cairan menguap dalam bahan.

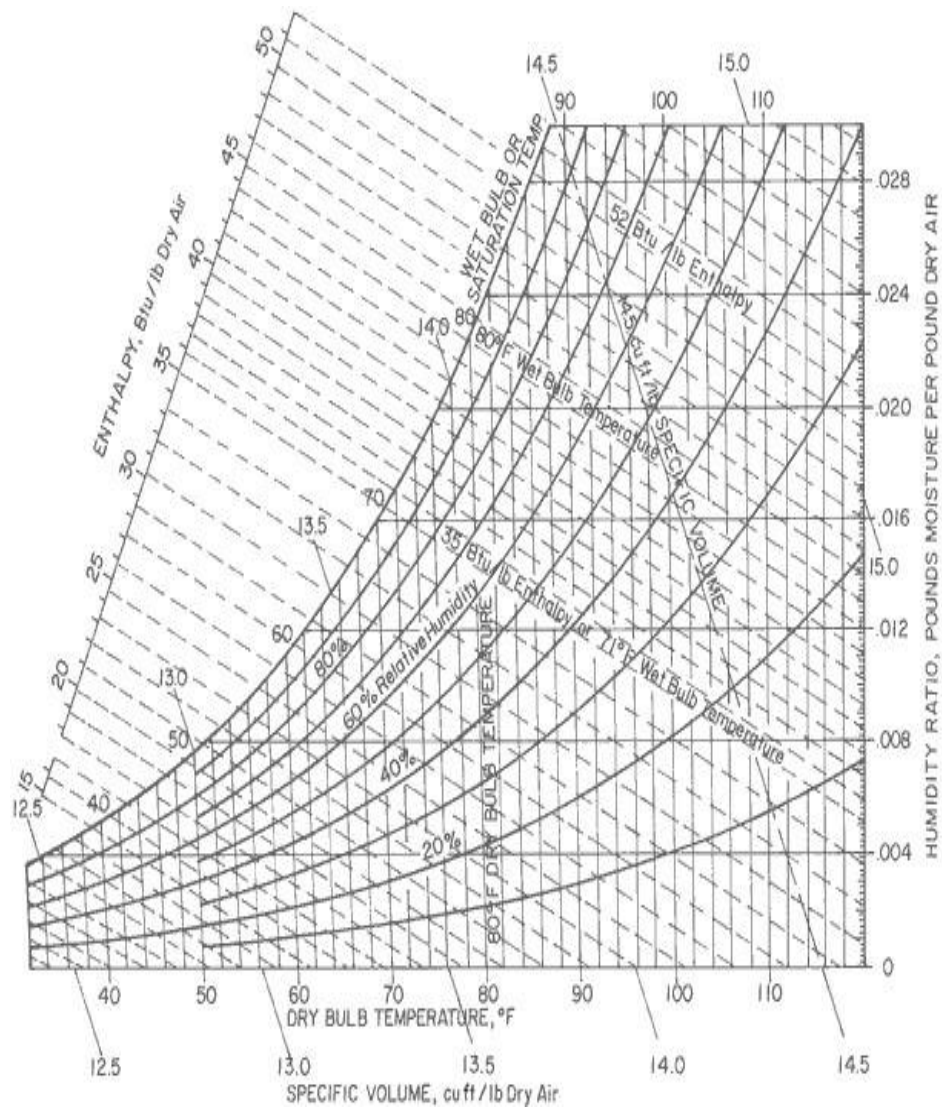
Tabel 1.2. Definisi Istilah dalam Psikometrik dan Pengeringan

Istilah/symbol	Arti
----------------	------

Temperatur bola kering (<i>dry-bulb</i>)	Temperatur yang diukur dengan thermometer (kering) direndam dalam campuran uap-gas.
Temperatur bola basah (<i>wet-bulb</i>), T_{wb}	Temperatur cairan yang dicapai ketika sejumlah besar campuran uap air-udara dikontakkan dengan suatu permukaan. Pada pengeringan konvektif murni, permukaan pengeringan mencapai suhu T_{wb} ketika periode laju konstan.
Temperatur saturasi adiabatik, T_{as}	Temperatur gas equilibrium yang dicapai oleh gas tidak jenuh, dan penguapan cairan di bawah kondisi adiabatik. (Catatan: hanya untuk sistem udara-air, suhu ini sebanding dengan temperatur bola basah (T_{wb}))
<i>Dew point</i>	Temperatur saat campuran udara-air tak jenuh menjadi jenuh. Pada temperatur dibawah <i>dew point</i> , uap air akan terkondensasi.
Laju pengeringan konstan	Dalam kondisi pengeringan konstan, periode pengeringan ketika laju evaporasi per unit area pengeringan adalah konstan (ketika kadar air permukaan dianggap tidak ada).
Periode laju menurun (<i>Falling Rate Period</i>)	Periode pengeringan (pada kondisi pengeringan konstan) dimana laju pengeringan terus menerus turun.
Panas basah	Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu per satuan unit massa udara kering dan uap melewati 1 derajat ($J/(kg.K)$ atau $Btu/(lb.^{\circ}F)$)
Kelembaban Absolut	Massa uap air per satuan massa udara kering (kg/kg atau lb/lb)
Kelembaban relatif (RH)	Rasio tekanan parsial uap air dalam campuran gas-uap dengan tekanan uap kesetimbangan pada suhu yang sama.
Aktivitas air, a_w	Rasio tekanan uap akibat air di padatan terhadap tekanan air murni pada suhu yang sama

- Difusi Knudsen, jika pengeringan dilakukan pada suhu dan tekanan yang sangat rendah, misalnya dalam pengeringan beku
- Difusi permukaan (belum terbukti)
- Perbedaan tekanan hidrostatik, ketika laju penguapan internal melebihi laju transportasi uap dari padatan ke lingkungan
- Kombinasi dari beberapa mekanisme di atas

Dikarenakan struktur fisik dari padatan yang dikeringkan dapat berubah selama pengeringan, mekanisme perpindahan uap air juga dapat berubah seiring berjalannya waktu pengeringan.



Gambar 1.1. Diagram Psikometrik untuk sistem udara-air (Mujumdar, 2004)

1.3 Istilah Umum Dalam Psikometrik Dan Pengeringan

Pada pengeringan dengan udara panas, terjadi humidifikasi dan pendinginan udara pada pengering adiabatik (insulasi). Dengan

demikian, sifat hygrothermal udara lembab diperlukan untuk perhitungan desain alat pengering tersebut. Tabel 1.2 memuat daftar definisi singkat dari beberapa istilah yang lazim ditemui dalam pengeringan dan psikometrik.

Untuk mengetahui sifat fisik dan sifat termodinamik udara seperti temperatur *wet bulb*, temperatur *dry bulb*, entalpi, dan volum spesifik udara, digunakanlah *Psychrometric chart*. *Psychrometric chart* adalah representasi grafis dari proses psikometrik udara. Proses psikometrik melibatkan Pada umumnya, dengan menggunakan data temperatur *dry bulb* dan temperatur *wet bulb*, nilai-nilai variabel/parameter yang lain dapat ditentukan. Gambar 1.1 Menunjukkan diagram *psychrometric* untuk sistem udara-air.

Seperti ditunjukkan pada *Psychrometric chart* diatas, temperatur *dry bulb* dinyatakan dengan garis vertikal, sementara temperatur *wet bulb* dinyatakan dengan garis diagonal. Pada praktiknya, temperatur *dry bulb* dapat diukur menggunakan termometer dalam keadaan kering, sementara temperatur *wet bulb* dapat diukur menggunakan termometer pada keadaan basah (misalnya dengan memberikan kapas basah ke ujung termometer).

Kadar uap air (X) adalah parameter yang menyatakan berapa banyak air yang ada dalam suatu padatan. Kadar uap air ini bisa dinyatakan dalam dua kondisi, yang pertama adalah kadar uap air basis kering (X_{bk}), merupakan rasio antara berat air dibagi dengan berat padatan kering adalah:

$$X_{bk} = \frac{M_{air}}{M_{padatan\ kering}} \quad (1.1)$$

Bila kadar uap air dinyatakan dengan basis basah (X_{bb}), maka

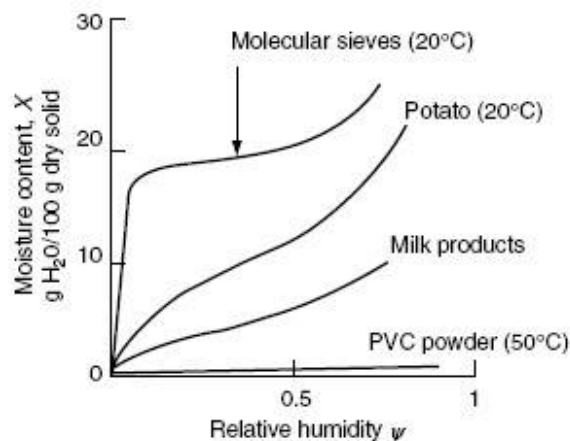
$$X_{bb} = \frac{M_{air}}{M_{padatan\ basah}} = \frac{M_{air}}{M_{air} + M_{padatan\ kering}} \quad (1.2)$$

Hubungan antara X_{bk} dan X_{bb} adalah:

$$X_{bk} = \frac{X_{bb}}{1 - X_{bb}} \quad \text{Atau} \quad X_{bb} = \frac{X_{bk}}{1 + X_{bk}} \quad (1.3)$$

1.4 Kurva Sorption Isotherm

Gambar 1.3 memperlihatkan hubungan antara X sebagai fungsi ϕ (*relative humidity*) pada suhu tetap. Kurva ini disebut sebagai kurva *sorption isotherm*. Pada pengeringan, *sorption isotherm* menunjukkan sisa kandungan uap air di padatan (*residual moisture content*) sebagai fungsi dari *relative humidity* (ϕ) gas pengering. Suatu bahan tidak bisa dikeringkan dibawah nilai kesetimbangannya.



Gambar 1.3. Contoh kurva *sorption isotherm* pada beberapa produk industri

1.5 Klasifikasi Padatan Basah dan Jenis Moisture

Menurut van Brakel (1980), berdasarkan sifat interaksinya terhadap air, materi padatan dapat dibagi menjadi 3 kelompok, yaitu:

1. *Nonhygroscopic capillary-porous media*, contohnya adalah pasir, mineral, kristal *non-hygroscopic*, partikel polimer, dan keramik.

Ciri-cirinya adalah:

- a. Terdapat ruang pori yang jelas; ruang pori akan terisi dengan cairan jika media kapiler-porous sepenuhnya jenuh dan akan terisi dengan udara bila berada pada udara kering.
 - b. Jumlah *physically bound moisture* dapat diabaikan (*non-hygroscopic*).
 - c. Media tidak mengalami penyusutan selama pengeringan
2. *Hygroscopic-porous media*, seperti tanah liat, *molecular sieves*, kayu, dan tekstil.

Ciri-cirinya adalah:

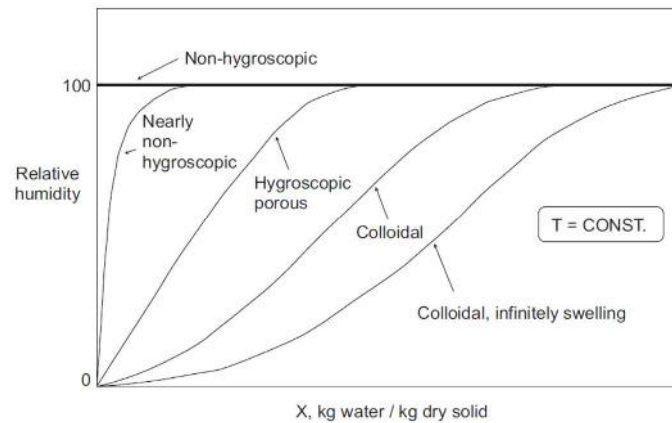
- a. Terdapat jelas ruang pori yang dikenali
- b. Terdapat sejumlah besar *physically bound liquid*.
- c. Material mengalami penyusutan pada tahap awal pengeringan.

Klasifikasi lebih lanjut:

- *Hygroscopic capillary-porous media* (micropores dan macropores, termasuk bidisperse media), seperti kayu, tanah liat, dan tekstil
 - *Strictly hygroscopic media* (pori-pori kecil), seperti silika gel, alumina, dan zeolites
3. Colloidal (nonporous) media, misalnya sabun, lem, beberapa polimer (mis, nilon), dan berbagai produk makanan

Ciri-cirnya adalah:

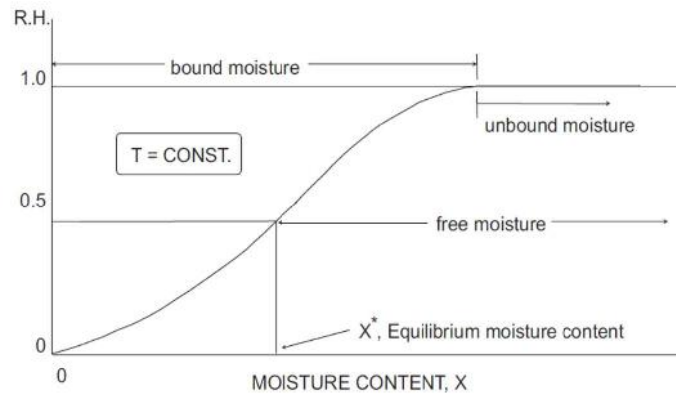
- a. Tidak ada ruang pori (penguapan hanya terjadi pada permukaan)
- b. Semua cairan adalah *physically bound*.



Gambar 1.4. Kurva *sorption isotherm* untuk berbagai jenis padatan

Gambar 1.5 dibawah memperlihatkan beberapa tipe *moisture* (uap air). Ada 4 jenis *moisture*, yaitu:

1. *Unbound moisture* (uap air tidak terikat): *Moisture* di padatan yang memiliki tekanan uap sama dengan tekanan uap cairan pada suhu yang sama.
2. *Bound moisture* (uap air terikat): Cairan yang terikat secara fisik/kimia pada matrik padatan sehingga memiliki tekanan uap lebih rendah dibandingkan tek uap murni pada suhu yang sama.
3. *Free moisture* (uap air bebas): *Moisture content* lebih besar dari *equilibrium moisture content* yang dapat diambil pada suhu dan tekanan tertentu.
4. *Equilibrium moisture content* (uap air kesetimbangan): Pada suhu dan kelembaban tertentu, uap padatan basah berada pada kondisi kesetimbangan dengan udara (nol untuk padatan *non-hygroscopic*).



Gambar 1.5. Jenis-jenis *moisture*

1.6 Kurva Laju Pengeringan

Diasumsikan terdapat suatu pengeringan padatan basah pada kondisi pengeringan yang tetap. Umumnya, setelah penyesuaian pada periode awal, kadar air basis kering, X , menurun secara linear dengan waktu, seiring dengan dimulainya penguapan. Kemudian dilanjutkan dengan penurunan non-linear pada X hingga t tertentu. Setelah selang waktu yang sangat lama, padatan mencapai kadar air setimbang, X^* dan proses pengeringan pun berhenti. Kadar air bebas (X_f) dapat didefinisikan sebagai:

$$X_f = (X - X^*) \quad (1.4)$$

Laju pengeringan berkurang hingga nol pada $X_f = 0$.

Laju pengeringan, N , didefinisikan sebagai berikut (pada kondisi pengeringan konstan):

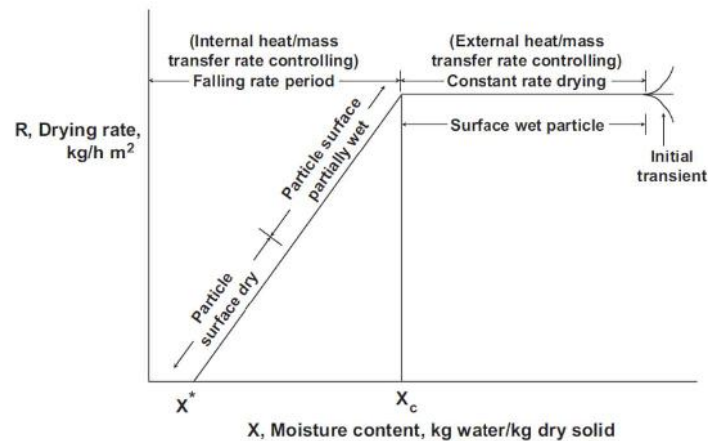
$$N = \frac{M_a}{A} \frac{dX}{dt} \text{ or } = \frac{M_a}{A} \frac{dX_f}{dt} \quad (1.5)$$

N ($\text{kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$) adalah laju penguapan air, A merupakan luas permukaan penguapan (berbeda dengan luas perpindahan panas) dan M_s adalah massa padatan yang kering. Jika A tidak diketahui, maka laju pengeringan dapat dinyatakan dalam kg air yang diuapkan per jam.

Hubungan N versus X (atau X_f) disebut kurva laju pengeringan. Kurva ini diperoleh pada kondisi pengeringan yang konstan. Akan tetapi,

dalam pengeringan, seringkali terjadi perubahan kondisi pengeringan yang bervariasi (misalnya kecepatan relatif gas-padat yang berbeda, temperatur gas dan kelembaban yang berbeda, orientasi aliran yang berbeda). Jadi, perlu dikembangkan sebuah metodologi untuk interpolasi atau ekstrapolasi data laju pengeringan dengan rentang kondisi operasi tertentu.

Gambar 1.6 menunjukkan kurva laju pengeringan umum yang menampilkan periode laju konstan pada awal pengeringan, dimana $N = N_c = \text{konstan}$. Periode laju konstan diatur sepenuhnya oleh laju pemanasan eksternal. Periode pengeringan tidak dipengaruhi oleh jenis material yang sedang dikeringkan. Banyak makanan dan produk pertanian tidak menampilkan periode laju konstan sama sekali, karena laju perpindahan massa dan panas internal menentukan laju dimana air menjadi tersedia di permukaan bahan.



Gambar 1.6. Tipikal kurva pengeringan

Pada periode pengeringan laju konstan, laju pengeringan tidak bergantung pada tingkat kebasahan bahan. Selama periode ini, bahan sedemikian basah sehingga terdapat suatu lapisan kontinyu pada keseluruhan permukaan, dan lapisan air ini berperilaku seakan-akan tidak ada zat padat disitu. Jika padatan tidak berpori, air yang keluar dalam periode ini sebagian besar adalah air-permukaan yang terdapat

pada permukaan zat padat. Dalam zat padat berpori, kebanyakan dari air yang dikeluarkan pada periode laju-konstan berasal dari bagian dalam (*interior*) zat padat. Penguapan dari bahan berpori berlangsung menurut mekanisme yang sama seperti penguapan dari termometer *wet-bulb*, dan proses yang berlangsung pada thermometer *wet-bulb* pada dasarnya adalah suatu pengeringan laju-konstan. Dalam keadaan dimana tidak ada radiasi atau perpindahan kalor konduksi melalui kontak langsung dengan permukaan panas, suhu zat padat tersebut selama periode laju-konstan adalah suhu *wet-bulb* udara.

Selama periode laju-konstan, laju pengeringan per satuan luas R_c dapat ditaksir dengan korelasi-korelasi yang dikembangkan untuk evaporasi dari permukaan zat cair. Perhitungan bisa didasarkan atas perpindahan massa (Persamaan 1.6) atau atas perpindahan kalor (Persamaan 1.7) sebagai berikut:

$$\dot{m}_v = \frac{M_v k_y (y_i - y) A}{(1-y)_L} \quad (1.6)$$

$$\dot{m} = \frac{h_y (T - T_i) A}{\lambda_i} \quad (1.7)$$

dimana $\dot{m}_v$	=	laju penguapan
A	=	luas permukaan
h_y	=	koefisien perpindahal-kalor
k_y	=	koefisien perpindahan-massa
M_v	=	bobot-molekul uap
T	=	suhu gas
T_i	=	suhu antarmuka
y	=	fraksi mol uap di dalam gas
y_i	=	fraksi mol uap pada antarmuka
λ_i	=	kalor laten pada suhu T_i

Bila udara itu mengalir sejajar dengan permukaan zat padat, koefisien perpindahan kalor dapat ditaksir dengan persamaan *dimensional*

$$h_y = 0,0128 G^{0,8} \quad (1.8)$$

di mana h_y = koefisien perpindahan kalor

G = kecepatan massa, lb/ft²–jam

Bila aliran itu tegak lurus terhadap permukaan, persamaannya menjadi

$$H_y = 0,37 G^{0,37} \quad (1.9)$$

Laju pengeringan konstan R_c adalah

$$R_c = \frac{mv}{A} = \frac{h_y (T - T_i)}{\lambda} \quad (1.10)$$

Dalam kebanyakan situasi, suhu T_i dapat diasumsikan sama dengan *wet-bulb* udara. Bila radiasi dari panas serta konduksi dari permukaan padat yang berada dalam kontak dengan bahan tidak dapat diabaikan, maka suhu antarmuka di permukaan bahan akan lebih besar dari suhu *wet-bulb*, y_i akan bertambah besar, dan laju pengeringan, sesuai dengan Persamaan 1.6 akan meningkat pula.

Referensi:

- Mujumdar, A.S. dan Devahastin, S. 2004. Chapter One: Fundamental Principles of Drying. dalam Mujumdar, A.S. *Guide to Industrial Drying: Principles, Equipment, and New Developments*. IWSID 2004, Mumbai, India
- van Brakel, J. 1980. *Mass Transfer in Convective Drying. Advances in Drying*, ed. A.S. Mujumdar. Vol. 1., Washington: Hemisphere Publishing Corporation, USA. pp. 217-267.

BAB II: PENGERING UNGGUN FLUIDISASI

2.1 Konsep Dasar

Pengering unggun terfluidisasi atau *Fluidized Bed Dryer* (FBD) adalah pengering yang memanfaatkan aliran udara panas dengan kecepatan tertentu yang dilewatkan menembus hamparan bahan sehingga hamparan bahan tersebut memiliki sifat seperti fluida (Kunii dan Levenspiel, 1977). Metode pengeringan fluidisasi digunakan untuk mempercepat proses pengeringan dan mempertahankan mutu bahan kering. Pengeringan ini banyak digunakan untuk pengeringan bahan berbentuk partikel atau butiran, baik untuk industri kimia, pangan, keramik, farmasi, pertanian, polimer dan limbah (Mujumdar, 2004).

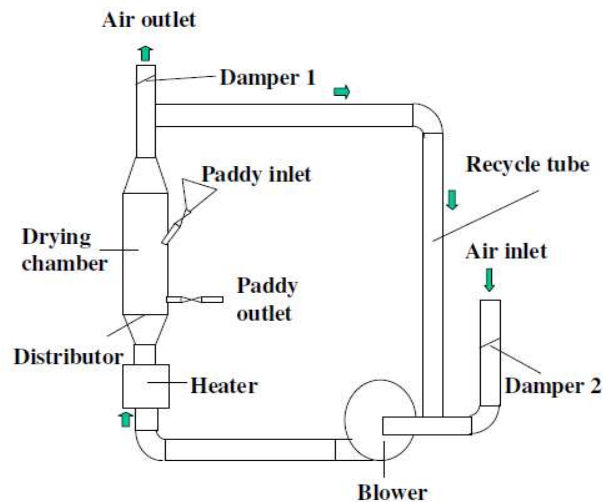
FBD memiliki banyak keuntungan seperti pencampuran padatan yang baik, tingginya tingkat perpindahan panas dan massa, dan transportasi bahan yang mudah. FBD dapat mengeringkan bubuk dalam rentang ukuran partikel 50 sampai 2000 mm, sama halnya dengan jenis pengering tradisional lainnya, misalnya *rotary*, *tunnel*, *conveyor*, *continuous tray dryer* (Law, 2006).

Proses pengeringan dalam FBD berlangsung dengan cara mengalirkan aliran udara dari bawah tumpukan padatan/unggun yang akan dikeringkan. Bila kecepatan gas sangat kecil maka unggun tidak bergerak. Gas akan mengalir secara merata ke seluruh bagian unggun. Proses pengeringan dapat dipercepat dengan cara meningkatkan kecepatan aliran udara panas sampai bahan terfluidisasi. Dalam kondisi ini terjadi penghambusan bahan sehingga memperbesar luas kontak pengeringan, peningkatan koefisien perpindahan kalor konveksi, dan peningkatan laju difusi uap air. Kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf}) adalah kecepatan superficial fluida minimum dimana fluidisasi terjadi (Andayani, 1988 dalam Sawitri, 2003).

Harga U_{mf} dapat diperoleh dengan persamaan 2.1 berikut:

$$\frac{150(1-\varepsilon_f)dp \rho_g}{\varepsilon_{mf}\mu} \varepsilon_{mf} + \frac{1,75 dp^2 \rho_g}{\varepsilon_{mf}^3 \mu^2} \mu^2 m_f = \frac{dp \rho_g (\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \quad (2.1)$$

Alat FBD dioperasikan pada kecepatan gas superfisial lebih tinggi dari kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}), umumnya pada 2-4 kali U_{mf} . Kecepatan minimum fluidisasi biasanya diperoleh dari eksperimen. Ada beberapa cara untuk menentukan kecepatan minimum fluidisasi secara eksperimen. Kecepatan minimum fluidisasi juga dapat diperkirakan menggunakan berbagai korelasi. Perlu dicatat bahwa korelasi ini memiliki keterbatasan seperti ukuran partikel, dimensi kolom, parameter operasi, dll. Dengan demikian, korelasi-korelasi tersebut berlaku dalam batasan kondisi operasi tertentu. Partikel dengan kadar air awal yang tinggi memerlukan kecepatan fluidisasi minimum yang lebih tinggi daripada unggun yang serupa pada partikel kering (Law, 2006).



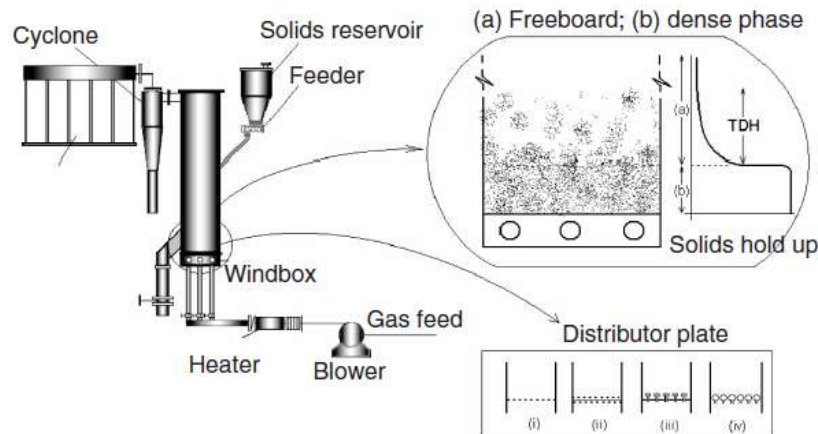
Gambar 2.1. Contoh skema alat pengering unggun terfluidisasi
(Rordprapat dkk., 2005)

Menurut klasifikasi Geldart, ada 4 jenis partikel bila ditinjau dari sifat fluidisasinya, yaitu

- Grup A: partikel mudah diaerasi, mudah difluidisasi ketika kering
- Grup B: partikel seperti pasir, mudah difluidisasi ketika kering
- Grup C: partikel halus, susah difluidisasi karena gaya kohesi yang kuat antar partikel

- Grup D: partikel besar dan rapat, kualitas fluidisasi buruk karena akan terbentuk gelembung besar di unggun

Pada umumnya sebuah sistem pengering unggun fluidisasi terdiri dari *blower* gas, pemanas, kolom fluidisasi, dan sistem pembersih gas seperti *cyclone*, *precipitator*, atau *scrubber*. Untuk menghemat energi, terkadang sebagian dari gas keluaran di-*recycle* kembali.



Gambar 2.2. Komponen sistem pengering unggun fluidisasi

Seperti terlihat pada gambar 2.2, zona fluidisasi dibagi menjadi 2, yaitu zona *freeboard* dan zona *dense phase* / fase padat, dimana zona fase padat/unggun terletak di bawah dan zona *freeboard* terletak di atas zona fase padat. Pada zona *freeboard*, padatan tertahan di udara dan densitas partikel akan berkurang seiring dengan meningkatnya ketinggian. Gas akan memasuki zona *freeboard* setelah melewati unggun, dan membawa partikel-partikel halus yang memiliki kecepatan terminal lebih rendah daripada kecepatan gas. Fenomena ini disebut elutriasi. Jumlah padatan yang tertahan di zona *freeboard* akan berkurang seiring meluasnya zona *freeboard*, sampai pada ketinggian dimana padatan yang tertahan tidak mengalami perubahan. Titik ini disebut *Transport Disengagement Height* (TDH). Nilai TDH dapat dicari melalui eksperimen.

Saat mendesain pengering unggun fluidisasi, perlu diperhatikan kemungkinan terjadinya *entrainment*, yaitu adanya padatan halus yang

terbawa oleh gas. Titik keluar gas harus berada di atas TDH untuk mencegah elutriasi padatan halus. Selain itu, untuk proses yang memerlukan pemisahan partikel halus yang tidak diinginkan, kecepatan gas dan titik keluar gas harus diperhatikan agar dihasilkan ukuran produk sesuai dengan yang diinginkan.

Untuk memastikan fluidisasi berjalan stabil dan merata, pemilihan jenis penyalur gas harus tepat. Hal ini bertujuan mencegah kualitas fluidisasi yang buruk, mencegah penyumbatan, dan mencegah masuknya padatan ke lubang penyalur udara di bawah unggun. Ada 4 jenis penyalur gas yang umum (gambar 2.2 bagian kanan bawah), yaitu *ordinary* (i), *sandwiched* (ii), *bubble cap* (iii), dan *sparger* (iv). Perlu diperhatikan bahwa *pressure drop* pada penyalur gas harus cukup tinggi untuk memastikan proses fluidisasi berlangsung dengan baik.

Umumnya, untuk aliran naik dan aliran lateral, *pressure drop* di penyalur gas harus lebih besar dari 30% *pressure drop* di unggun. Sementara untuk aliran menurun, *pressure drop* di penyalur gas harus lebih besar dari 10% *pressure drop* di unggun. Penyalur gas tipe *sandwich* dipilih jika muatan partikel cukup besar. Untuk aliran keatas menggunakan penyalur gas *ordinary*, untuk aliran lateral menggunakan jenis *bubble cap*, dan untuk aliran kebawah menggunakan penyalur jenis *sparger*.

2.2 Kelebihan dan Batasan

Keuntungan dari pengering unggun fluidisasi secara umum adalah laju pengurangan kadar air yang tinggi, efisiensi termal tinggi, transportasi material didalam pengering mudah, mudah dalam pengontrolan, dan biaya perawatan yang rendah. Adapun batasannya antara lain *pressure drop* tinggi, konsumsi energi listrik yang tinggi, kualitas fluidisasi yang buruk pada beberapa produk tertentu, kualitas produk tidak seragam pada beberapa jenis FBD, aglomerasi partikel-partikel halus, dan sebagainya. Disamping pengeringan, unggun terfluidisasi telah digunakan di berbagai industri untuk pencampuran, granulasi, *coating*, aglomerasi, pendinginan, reaksi kimia, pembakaran, gasifikasi, dan lain sebagainya.

Efek pencampuran pada unggun fluidisasi secara umum baik untuk partikel dengan ukuran diantara 50 dan 2000 μm . Untuk partikel halus (dibawah 50 μm), umumnya ditambahkan getaran untuk meningkatkan fluidisasi dan efek pencampuran. Untuk partikel berukuran besar, penggunaan *spouting mode* dapat meningkatkan kualitas fluidisasi. Untuk pengeringan unggun fluidisasi, pencampuran partikel sangat penting. Oleh karena itu, diperlukan pengetahuan mengenai karakteristik fluidisasi dari partikel-partikel. Contoh proses yang menggunakan prinsip yang sama dengan unggun fluidisasi adalah *spray drying*, granulasi, aglomerasi, dan *coating*.

2.3 Parameter Operasi

Ada 4 parameter yang mempengaruhi operasi pengeringan menggunakan unggun fluidisasi, antara lain:

1. Tinggi Unggun

Untuk material dengan mobilitas kadar air internal yang tinggi seperti bijih besi, silika gel, resin penukar ion, pengeringan terletak didekat *plate* penyalur gas. Tinggi unggun tidak berpengaruh terhadap kecepatan pengeringannya. Untuk material seperti gandum dan gabah, kecepatan pengeringan menurun seiring meningkatnya tinggi unggun.

2. Ukuran Partikel

Untuk partikel kategori grup B (partikel seperti pasir) dari klasifikasi Geldart, semakin besar ukuran partikel, maka waktu pengeringan akan semakin lama. Namun, pada partikel grup A, ukuran partikel tidak terlalu berpengaruh terhadap waktu pengeringan.

3. Kecepatan Gas

Semakin besar kecepatan gas, maka laju pengeringan akan semakin cepat. Akan tetapi, hal ini tidak berlaku pada partikel dengan tahanan internal yang tinggi terhadap perpindahan uap air.

4. Temperatur Unggun

Semakin tinggi temperatur unggun, maka laju pengeringan akan semakin cepat. Namun hal ini bergantung pada tahanan internal dan eksternal suatu material terhadap perpindahan uap air.

2.4 Jenis Pengering

Tabel 2.1 menunjukkan jenis-jenis pengering unggun fluidisasi, beserta klasifikasi dan pemilihannya.

Tabel 2.1. Klasifikasi pengering unggun fluidisasi

Kriteria/Syarat	Jenis Pengering
Cara pemrosesan dan pengeluaran material	• <i>Batch</i> FBD (tercampur merata) • FBD Semi-kontinyu • Kontinyu
Rezim aliran partikulat	• FBD <i>well-mixed</i> • FBD <i>Plug-flow</i> • FBD tersirkulasi • <i>Hybrid</i> dari jenis-jenis diatas
Tekanan Operasi	• Rendah (untuk produk yang sensitif terhadap panas) • Atmosferik • Tinggi, misalnya FBD dengan <i>superheated steam</i>
Aliran gas fluidisasi	• Kontinyu • <i>Pulsed</i> FBD
Temperatur gas	• Konstan • Tergantung pada waktu (<i>Step up. Step down, periodik, kombinasi</i>)
Suplai panas	• Konveksi • Konduksi • Kontinyu • Berselang (<i>Intermittent</i>)
Cara fluidisasi	• Dengan aliran gas: FBD biasa. FBD sirkulasi • Dengan aliran jet: <i>Spouted FBD, Recirculating</i>

	<i>FBD, Jetting FBD</i> • Dengan bantuan mekanis: FBD getar • Dengan bidang eksternal: FBD agitasi, FBD sentrifugal, FBD dengan frekuensi gelombang mikro
Material yang difluidisasi	• Partikulat Grup A dan B: FBD konvensional • Partikulat Grup C: FBD getar dan FBD agitasi • Partikulat Grup D: <i>Spouted</i> FBD dan FBD getar • Berbentuk bubuk/pasta: dengan metode <i>spray</i>
Medium fluidisasi	• Gas/udara yang dipanaskan • <i>Superheated steam</i> • Udara dingin yang telah di-dehumidifikasi • Udara dengan suhu dibawah titik beku cairan yang diuapkan (untuk <i>Freeze</i> FBD)

Berbagai upaya telah dilakukan oleh para peneliti untuk meningkatkan performa FBD, termasuk menggunakan inovasi-inovasi baru untuk menghemat konsumsi energi atau meningkatkan kualitas produk. Tabel 4 memuat hasil penelitian terdahulu yang telah dilakukan dalam rangka pengembangan FBD.

Tabel 2.2. Perkembangan penelitian mengenai pengeringan menggunakan pengering unggun terfluidisasi.

No	Penulis, tahun	Kajian	Hasil Penelitian
1	Z H Wang dan Guohua Chen, 2000	Perpindahan panas dan massa pada FBD untuk partikel porous	Proses transportasi dalam partikel lembab dipengaruhi oleh panas dan perpindahan massa antara partikel dan gas dalam FBD.
2.	S Syahrul dkk., 2002	Analisis termal FBD untuk partikel basah	Didapati nilai efisiensi termal yang tinggi pada awal pengeringan, dan akan menurun seiring proses berlangsung. Semakin besar kadar air awal, nilai efisiensi semakin meningkat
3.	H. Groenewold and E. Tsotsas, 2007	FBD dengan pemanas tercelup	Dengan elemen pemanas celup, proses pengeringan menjadi lebih intensif. Selain itu, koefisien perpindahan panas dari pemanas ke bed pada material basah lebih tinggi, dan akan berkurang selama proses pengeringan
4.	F.R.G.B. da Silva dkk., 2012	FBD untuk kacang kedelai	Didapati bahwa faktor yang menghambat laju pengeringan adalah perpindahan uap air dari dalam ke luar material. Dari beberapa variabel yang diuji (temperatur udara, kecepatan udara, dan tinggi unggun), hanya temperatur udara yang berpengaruh signifikan pada pengeringan kedelai di FBD
5.	Srinivas G. dkk., 2014	Simulasi dan Validasi Pemodelan FBD	Dari hasil simulasi, didapati bahwa kecepatan pengeringan di bagian atas unggun sedikit lebih tinggi daripada di bagian bawah unggun. Energi pada <i>Wall heated</i> FBD bisa jadi lebih efisien daripada FBD dengan udara panas.
6.	Tatemoto Y. dkk., 2015	FBD untuk wortel	Hasil penelitian menunjukkan bahwa nilai laju pengeringan lebih tinggi pada sampel yang dibekukan terlebih dahulu sebelum pengeringan, dan didapati laju pengeringan yang tinggi pada tekanan rendah. Selain itu,

			rasio volum dari sampel setelah pengeringan dan kondisi awal lebih besar pada sampel yang dibekukan sebelum dikeringkan dan dikeringkan pada tekanan rendah, daripada pada sampel yang tidak dibekukan
7.	Irigoyen R.M.T. and Sergio A. Giner, 2015	FBD untuk kacang kedelai	Dari hasil simulasi, didapati bahwa dengan adanya resirkulasi udara pengering, dapat meningkatkan nilai efisiensi termal. Selain itu, kadar air akhir unggun pada pengeringan dengan resirkulasi lebih besar daripada tanpa menggunakan udara resirkulasi
8	Idakiev dkk., 2017	FBD dengan panas induksi	Dari hasil penelitian, didapat bahwa dengan adanya pemanasan induksi, waktu pengeringan berkurang secara signifikan, sehingga biaya operasi menjadi lebih murah dan profil temperatur mudah dikontrol

Referensi:

- Kunii, D. dan Levenspiel, O. 1977. *Fluidization Engineering*. Huntington NY: Krieger.
- Law, C.L. dan Mujumdar, A.S. 2006. *Handbook of Industrial Drying*. Chapter 8, Taylor & Francis Group LLC.
- Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Tia, W. dan Soponronnarit, S. 2005. *Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam*. Journal of Food Engineering, 71, 28–36.
- Wang, Z.H. dan Chen, G. 2000. *Heat and mass transfer in batch fluidized-bed drying of porous particles*. Chemical Engineering Science, 55(10), 1857-1869.
- Syahrul, S., Hamdullahpur F., dan Dincer, I. 2002. *Thermal analysis in fluidized bed drying of moist particles*. Applied Thermal Engineering, 22(15), 1763-1775.

- Groenewold, H. dan Tsotsas, E. 2007. *Drying in fluidized beds with immersed heating elements*. Chemical Engineering Science Journal, 62, 481-502
- Silva dkk., 2012. *Experimental and numerical analysis of soybean meal drying in fluidized bed*. Journal of Powder Technology, 229, 61-70
- Srinivas, G., Thamida, S.K. dan Setty, Y.P. 2015. *Simulation and validation of a model for a batch wall heated fluidized bed dryer*. Powder Technology Journal, 270, 368–377
- Idakiev, V.V., Lazarova, P.V., Buck, A., Tsotsas, E. dan Morl, L. 2017. *Inductive heating of fluidized beds: Drying of particulate solids*. Journal of Powder Technology, 306, 26-33
- Irigoyen, R.M.T. dan Giner, S.A. 2016. *Drying toasting of presoaked soybean in fluidised bed. Modeling, validation and simulation of operational variants for reducing energy consumption*. Journal of Food Engineering, 171, 78-86
- Tatemoto, Y., Mibu, T., Yokoi, Y. dan Hagimoto, A. 2015. *Effect of freezing pretreatment on the drying characteristics and volume change of carrot immersed in a fluidized bed of inert particles under reduced pressure*. Journal of Food Engineering, 176, 150-157

BAB III: KAJIAN EKSPERIMEN

3.1 Pengeringan Tepung Tapioka

3.1.A. Latar Belakang

Pada bab sebelumnya telah dijelaskan bahwa produk berbentuk bubuk termasuk dalam grup C pada klasifikasi Geldart, atau merupakan bubuk yang sangat halus, memiliki sifat kohesif yang hampir tidak dapat difluidisasi tanpa adanya alat bantu (Geldart, 1973). Salah satu contoh produk pangan yang masuk dalam klasifikasi tersebut adalah tapioka. Telah dilakukan penelitian oleh Suherman dkk. (2014) mengenai pengembangan teknologi unggun terfluidakan partikel inert untuk pemrosesan produk pertanian yang masuk ke dalam kategori Geldart Grup C. Kegiatan penelitian difokuskan untuk memecahkan masalah pengeringan tepung tapioka yang dihadapi oleh UKM Tapioka, khususnya yang ada di Pati, Jawa Tengah.

Kendala utama yang dihadapi UKM Tapioka Sidomukti di Pati, Jawa Tengah adalah pada teknologi proses pengeringan produk. Saat musim penghujan, proses produksi terhambat karena menumpuknya produk basah pada bak pengendapan akibat produk tidak bisa dikeringkan (dijemur dengan menggunakan sinar matahari), bahkan beberapa pengrajin menghentikan kegiatan produksi. Bila produk dijual dalam kondisi basah, maka keuntungan ukm akan lebih kecil, karena harga produk dalam keadaan basah Rp 2.150/kg (kadar air 40%), lebih kecil dibandingkan dalam keadaan kering Rp 3.300/kg (kadar air 14%).

Proses pengeringan produk dengan cara dijemur menggunakan sinar matahari dan dalam keadaan terbuka, akan memudahkan kotoran-kotoran yang dibawa oleh angin untuk masuk, terlebih di daerah sekitar tempat penjemuran banyak binatang dan ternak warga berlalu-lalang. Kualitas produk seringkali tidak seragam dan dibawah standar sebagai bahan produk makanan, sehingga sulit dijual ke industri makanan besar dan kadang hal ini menyebabkan harga produk jatuh karena ditolak oleh pembeli sesampainya di lokasi penjualan.

Proses pengeringan yang dilakukan oleh UKM Tapioka adalah dengan menghamparkan tepung di lantai bak penjemuran. Proses pengeringan ini memerlukan waktu minimal 6 jam di bawah terik matahari, dimulai jam 10 pagi. Bila mendung atau akan turun hujan, maka pengrajin akan mengumpulkan kembali produk walaupun belum kering benar. Selanjutnya produk dalam keadaan masih basah disimpan kembali di gudang. Hal inilah yang menyebabkan banyak terjadi penurunan kualitas tepung tapioka. Beberapa UKM lain mengantisipasi dengan cara dijual ke pengumpul, walaupun dengan harga lebih murah.

Tepung tapioka termasuk material yang sulit dikeringkan, yakni dalam kondisi basah lengket dan menggumpal (*agglomeration*). Selain masuk kategori Geldart Grup C, yakni material yang bersifat kohesif, juga uap air yang terkandung material termasuk jenis *moisture* (kadar air) terikat bukan *moisture* permukaan (Perdomo dkk., 2009). Selain itu, struktur kristal pati tapioka yang sebagian besar adalah amilopektin memiliki dua keadaan yakni keadaan *glassy* dan *rubbery*. Dua keadaan ini dibatasi dengan tanda suhu transisi kaca (*glass transition temperature*). Kedudukan suhu transisi kaca tidak hanya dipengaruhi oleh kadar air yang terkandung pada pati, tetapi juga oleh kecepatan pemanasan pati.

Perbedaan kondisi ini mengakibatkan perbedaan volume bebas di dalam molekul polimer pati, sehingga mempengaruhi laju pengeringan dan distribusi pori di dalam molekul pati. Akibatnya, selama proses pengeringan, beberapa fraksi pati teraglomerasi menjadi partikel besar. Fraksi pati ini memiliki sifat fungsional yang tidak diinginkan seperti viskositas rendah, suhu gelatinisasi tinggi dan laju hidrolisis asam / enzim rendah (Liu dkk., 2009; Tang dkk., 2000; Tang dkk., 2001). Selain itu, partikel besar dapat menyebabkan masalah dalam penanganan produk seperti proses transportasi atau pengeringan (Boonyai dkk., 2004, Ozkan, dkk., 2002; Turchiuli dkk., 2005). Fraksi pati ini akan diproses ulang, sehingga biaya produksi menjadi lebih tinggi.

Pengeringan secara konvensional baik menggunakan pengering pneumatis atau pengering unggun terfluidakan, hanya bisa dilakukan bila

kadar air di tepung tapioka lebih kecil dari 24% (b.b). Hal ini disebabkan terjadinya agglomerasi (Aichayawanicha dkk., 2011). Sedangkan kadar awal tepung tapioka adalah 44% (bb), sehingga diperlukan alat bantu. UKM dapat mengeringkan tepung ini karena menggunakan metode pengeringan *thin layer*, yakni lapisan tipis di lantai bak pengeringan.

Adapun kerugian dari sistem ini adalah lamanya waktu pengeringan serta kualitas produk tapioca yang tidak seragam. Oleh karena itu, pengeringan tapioka dengan teknologi pengering unggun terfluidakan merupakan solusi yang tepat dalam menyelesaikan permasalahan ini.

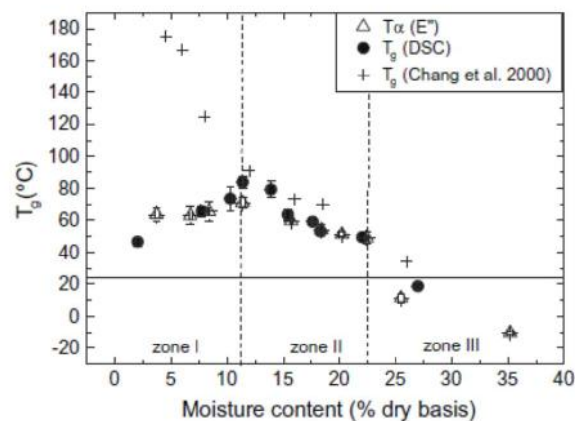
3.1.B. Kinetika Pengeringan Tepung Tapioka

Singkong (*Manihot esculenta* Crantz) merupakan tanaman yang dikonsumsi sebagai makanan di Indonesia dan banyak negara tropis lainnya dalam bentuk yang berbeda. Singkong adalah bahan makanan yang memiliki gizi tinggi dan salah satu sumber energi yang paling ekonomis; karena yield karbohidrat pada singkong 40% lebih besar dibandingkan dengan padi dan 20% lebih besar dibandingkan dengan jagung (Tonukari, 2004). Dengan alasan inilah, pengolahan akar singkong untuk mendapatkan pati singkong meningkat dalam dekade terakhir.

Pati singkong, seperti semua jenis pati lain, terdiri dari dua polimer yang membentuk struktur molekul, yaitu amilosa dalam persentase yang bervariasi antara 13-24% (Hoover, 2001; Rickard dkk., 1991), yang pada dasarnya merupakan molekul linier, non-linear dan molekul sangat bercabang, dan amilopektin, dimana keduanya terdiri dari unit glukosa yang berulang. Kedua bentuk molekul superstruktur *semicrystalline* (dengan lapisan kristal dan amorf diatur dalam sebuah struktur seperti bawang), di mana sebagian besar dari daerah kristal dibentuk oleh amilopektin meskipun bagian molekul amilosa juga ada di dalamnya. Dalam suatu sistem, struktur kristal mencakup sejumlah molekul air, sedangkan zona amorf mengakomodasi peningkatan jumlah air tergantung pada aktivitas air dari atmosfer di mana sampel sedang diekuilibrasi. Akibatnya, air mempengaruhi struktur dengan bertindak

sebagai *plasticizer* dari daerah amorf, hal inilah yang menyebabkan penurunan suhu transisi kaca (*Glass Transition Temperature*), T_g .

Suhu transisi kaca merupakan parameter fisik yang sangat penting, yang berfungsi untuk menjelaskan karakteristik fisika dan kimia bahan pangan (Bell dan Touma, 1996), dan didefinisikan sebagai suhu di mana material berubah dari keadaan *glassy* (seperti kaca) ke *rubbery* (elastis) pada tingkat pemanasan tertentu. Pengaruh efek plastisitas dari air di biopolimer makanan sangat kecil pada nilai aktivitas air yang rendah (a_w), sehingga T_g berhubungan dengan daerah amorf di sampel yang biasanya pada suhu tinggi akan menjadi *glassy*. Akses air akan lebih tinggi dalam keadaan *rubbery* (pada $T > T_g$) daripada pada keadaan *glassy*, karena peningkatan volume bebas di atas T_g . Peningkatan aktivitas air dan plastisitasi makanan biopolimer menyebabkan peningkatan ketersediaan area polar ke molekul-molekul air akibat mobilitas molekul yang lebih sempurna (Al-Muhtaseb, dkk, 2004). Efek plastisitasi dari air pada suhu konstan identik dengan peningkatan suhu pada kadar air konstan (Slade dan Levine, 1988).

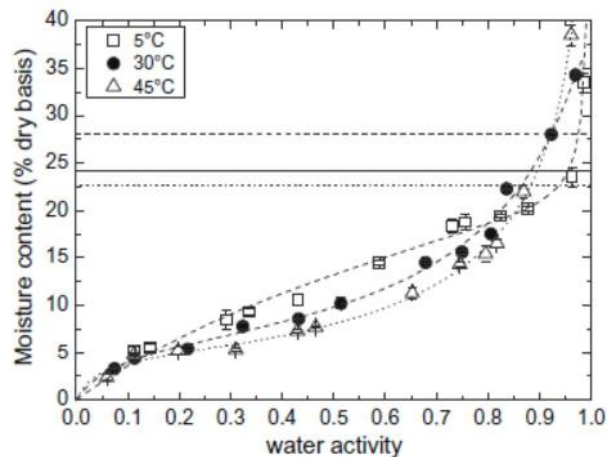


Gambar 3.1. Suhu transisi kaca pati singkong, sebagai fungsi dari kandungan moisture (Chang dkk., 2000; Perdomo dkk., 2009)

Polimer seperti pati biasanya ditemukan dalam makanan dengan kapasitas hidrofilik tinggi. Seperti bahan makanan lain, stabilitas pangan dan produk tepung pati sangat tergantung pada komposisi, kelembaban relatif dan temperatur sekitar (Bertuzzi dkk., 2003; Haque dan Roos,

2004). Faktor-faktor diatas berhubungan dengan keberadaan air dalam matriks makanan dan suhu transisi kaca, dan akan menentukan sifat fisik dan kimia serta stabilitas mikroba. Produk disimpan pada suhu yang lebih rendah dari T_g akan memiliki stabilitas yang lebih besar pada masa penyimpanan yang lama, dibandingkan dengan yang disimpan pada suhu lebih besar dari T_g (Haque dan Roos, 2004; Nowakowski dan Hartel, 2002; Roos dan Karel, 1992).

Gambar 3.1 dibagi menjadi tiga zona sesuai dengan variasi transisi temperatur dengan kelembaban: zona I untuk kadar air di bawah nilai sekitar 11% di mana efek *anti-plasticizing* air dapat dengan jelas terlihat; zona II sesuai dengan kadar air intermediate (11-23 %) dimana air bertindak sebagai *plasticizer* dan data eksperimen menunjukkan kurva peluruhan eksponensial, dengan adanya kecenderungan untuk menstabilkan temperatur menuju T_g sekitar 50 °C, dan zona III atau zona kadar air tinggi (> 23%) di mana efek *plasticizing* air yang lebih besar pada pati singkong. Garis horizontal pada Gambar 11 menunjukkan suhu pengkondisian sampel, menggambarkan keadaan fisik dari sampel, yakni, poin di atas baris ini adalah untuk sampel dalam keadaan *glassy*, sementara poin di bawah menunjukkan sampel dalam keadaan *rubbery*.



Gambar 3.2. Kurva sorption isotherm pati singkong (Perdomo dkk; 2009)

Gambar 3.2 merupakan kurva *sorption isotherm* pati tapioka dimana menunjukkan bahwa semakin tinggi aktivitas air maka semakin tinggi kandungan air di tepung tapioka (Perdomo, dkk, 2009). Bentuk sigmoidal yang ditemukan biasanya dilaporkan sebagai isotherm Tipe II menurut klasifikasi Brunauer's. Untuk nilai aktivitas air lebih rendah dari 0,85, terjadi proses penyerapan kelembaban eksotermik, kadar air kesetimbangan berkurang dengan meningkatnya suhu (pada aktivitas air konstan), menunjukkan bahwa pati menjadi kurang higroskopis. Namun, untuk a_w lebih tinggi dari 0,85 terjadi isotherm menyilang dengan temperatur, yaitu kadar air *equilibrium* meningkat dengan temperatur untuk nilai a_w yang meningkat.

Oleh karena itu, selama proses pengeringan, beberapa fraksi pati teraglomerasi menjadi partikel besar. Fraksi pati ini memiliki sifat fungsional yang tidak diinginkan seperti viskositas rendah, suhu gelatinisasi tinggi dan laju hidrolisis asam / enzim rendah (Liu dkk., 2009; Tang dkk., 2000; Tang dkk., 2001). Selain itu, partikel besar dapat menyebabkan masalah dalam proses penanganan seperti selama proses transportasi atau pengeringan (Boonyai dkk., 2004, Ozkan dkk., 2002; Turchiuli dkk., 2005). Fraksi pati ini akan diproses ulang, sehingga biaya produksi menjadi lebih tinggi.

Mekanisme aglomerasi dari bubuk bahan pangan selama proses pengeringan bisa terjadi dengan dua cara, yaitu jembatan cair dan jembatan padat (Adhi dkk., 2003; Boonyai dkk., 2004; Foster dkk., 2006; Papadakis dan Bahu, 1992; Tomas, 2007). Kedua mekanisme berhubungan dengan suhu transisi fase dari bubuk tersebut. Jembatan cairan dihasilkan dalam bentuk bubuk amorf ketika berada pada suhu yang lebih tinggi dari suhu transisi gelas (glass transition temperature). Permukaannya berubah dari fase kaca seperti padat (viskositas ≈ 1.012 s Pa) ke fase cair seperti karet (viskositas $\approx 106-108$ Pa) dan menjadi lengket. Ketika bubuk partikel bertumbukan dengan partikel sekitarnya, aglomerasi bubuk partikel terjadi (Truong, dkk, 2004).

Mekanisme jembatan padat terjadi dalam bentuk bubuk padat atau kristal pada temperatur lebih tinggi dari suhu leleh. Padatan atau kristal dalam partikel bubuk akan meleleh dan membentuk sebuah

jembatan di titik kontak yang mengakibatkan aglomerasi partikel bubuk (Nijdam dan Langrish, 2006; Papadakis dan Bahu, 1992; Tomas, 2007; Vigié dkk., 2007). Bubuk pati singkong adalah semi-kristal. Strukturnya disusun dari daerah amorf dan kristal di mana transisi gelas dan mencair atau gelatinisasi dapat terjadi ketika partikel berada dalam kondisi temperatur tinggi seperti dalam proses pengeringan (Hoover, 2001; Rickard dkk., 1991). Jembatan cair dan jembatan padat antara partikel pati dapat terbentuk selama proses pengeringan.

Selanjutnya Aichayawanich dkk. (2011) melakukan penelitian mengenai fenomena terjadinya aglomerasi di pengering pneumatis (pneumatic drying). Ditemukan bahwa fase transisi berkorelasi dengan aglomerasi pati selama pengeringan. Ketika fase pati di fase kenyal, aglomerasi pati partikel meningkat. Namun, aglomerasi pati menurun ketika tahap pati dalam fase kaca. Hal ini menunjukkan bahwa mekanisme aglomerasi pati adalah hasil pembentukan jembatan cair. Dalam rangka mengurangi aglomerasi pati dengan pembentukan jembatan cair selama proses pengeringan, pati harus dikeringkan pada suhu lebih rendah dari temperatur transisi kaca.

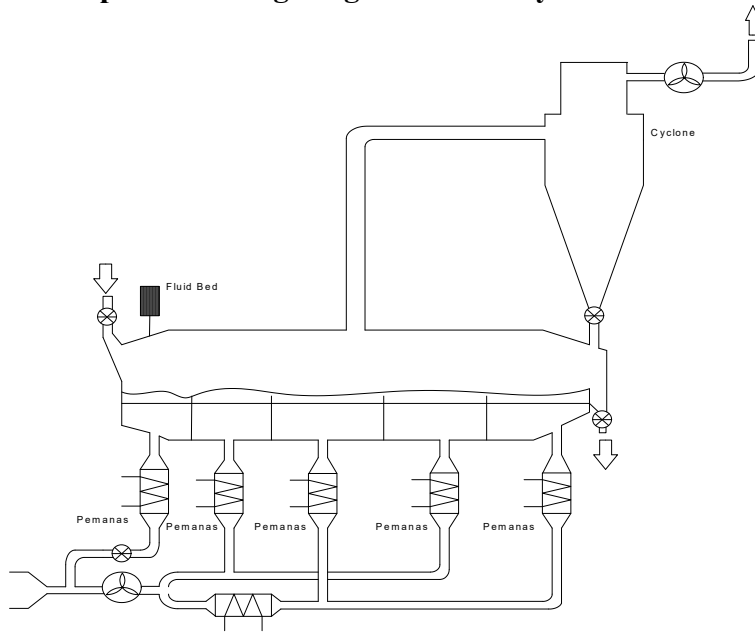
Tabel 3.1 menunjukkan standar nasional tepung tapioka dan proses yang dapat mempengaruhi spesifikasi tersebut.

Tabel 3.1. Pengaruh proses dan standar nasional tepung tapioka

No	SPESIFIKASI	AAA	PENGARUH PROSES
1	Tingkat keputihan (BaSO ₄ = 100)	Min 95,5	Pengupasan, Pengeringan
2	Kekentalan (°Engler)	3-4	Pengeringan,
3	Kadar Air	12-15%	Pemarutan, Pengeringan, Pengemasan
4	Tingkat Kehalusan	100 mesh	Penggilingan, penyaringan, pengayakan
5	Serat	Negatif	
6	Kotoran	Negatif	Pengupasan, Pencucian
7	Keasaman (%)	< 0,25	Pemarutan, Pengeringan, Pengemasan

8	pH	6-7	
9	Starch (%)	> 70	Pemarutan, Pengeringan

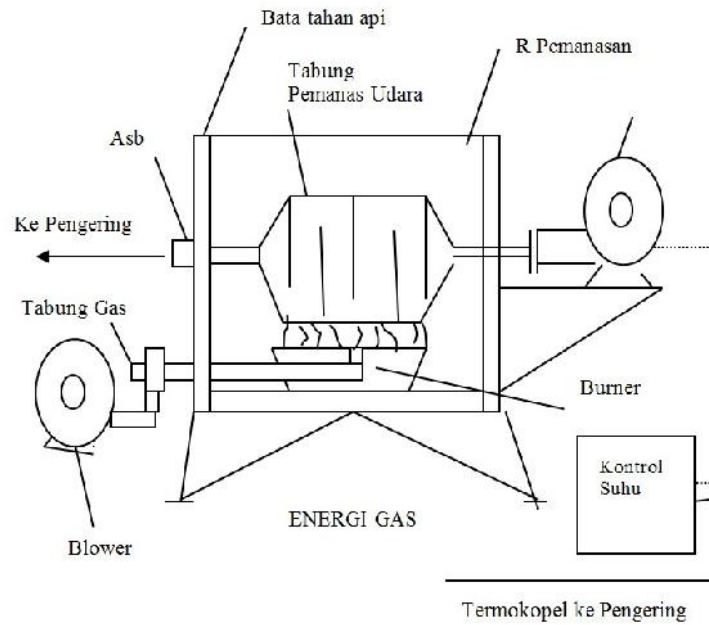
3.1.C. Eksperimen Pengering FBD Kontinyu



Gambar 3.3. Desain pengering unggun terfluidisasi kontinyu



Gambar 3.4. Photo pengering unggun terfluidisasi kontinyu



Gambar 3.5. Desain sistem pemanas udara menggunakan LPG



Gambar 3.6. Photo sistem pemanas udara menggunakan LPG

Adapun metode pengukuran kinerja alat dan kualitas produk yang dilakukan adalah:

- [1] Efisiensi thermal dihitung sebagai rasio panas yang digunakan untuk pengeringan di pengering terhadap panas yang disuplai ke pengering:

$$\eta = \frac{(T_{in} - T_{out})}{(T_{in} - T_0)} \times 100 \quad (3.1)$$

- [2] Kadar air ditentukan dengan metode oven (AOAC, 1995).

Cawan aluminium dikeringkan dalam oven, didinginkan dalam desikator, kemudian ditimbang. Sejumlah sampel (kurang dari 5 g) dimasukkan ke dalam cawan yang telah diketahui beratnya. Cawan beserta isinya dimasukkan ke dalam oven bersuhu 100°C selama kurang lebih 6 jam atau sampai beratnya konstan. Selanjutnya cawan beserta isi didinginkan dalam desikator dan ditimbang. Perhitungan kadar air ditentukan dengan rumus :

$$\text{Kadar air (\%bb)} = \frac{c - (a - b)}{c} \times 100\%$$

Keterangan :

a = berat cawan dan sampel akhir(g); b = berat cawan (g) c = berat sampel awal (g)

- [3] Kadar lemak dianalisa menggunakan Soxhlet (AOAC, 1995)

Labu lemak yang digunakan dikeringkan dalam oven bersuhu 100-110° C, didinginkan dalam desikator dan ditimbang. Sampel dalam bentuk tepung ditimbang sebanyak 5 g, dibungkus dengan kertas saring dan dimasukkan ke dalam alat ekstraksi (soxhlet) yang telah berisi pelarut heksana. Refluks dilakukan 5 jam (minimum) dan pelarut yang ada dalam labu lemak didestilasi. Selanjutnya labu lemak yang berisi lemak hasil ekstraksi dipanaskan dalam suhu 100°C hingga beratnya konstan, didinginkan dalam desikator, dan ditimbang.

$$\text{Kadar lemak (\% bb)} = (a-b) / c \times 100\%$$

Keterangan :

a = berat labu dan sampel akhir (g); b = berat labu kosong (g) c = berat sampel awal (g)

- [4] Kadar protein total dianalisa dengan metode Kjeldahl (AOAC, 1995).

Sampel bahan yang telah dihaluskan ditimbang 1 gram dan dimasukkan ke dalam labu kjeldahl. Kemudian ditambahkan 7,5 g $K_2S_2O_4$ dan 0,35 g HgO dan 15 ml H_2SO_4 pekat. Semua bahan dalam labu kjeldahl dipanaskan dalam almari asam sampai berhenti berasap. Pemanasan diteruskan dengan api besar sampai mendidih dan cairan menjadi jernih, lalu pemanasan dilanjutkan kurang lebih 1 jam. Api pemanas dimatikan dan didiamkan sampai dingin. Kemudian ditambahkan 100 ml aquades dalam labu kjeldahl yang didinginkan dalam air es dan beberapa lempeng Zn, juga ditambahkan 15 ml larutan K_2S 4% (dalam air) dan akhirnya perlahan-lahan larutan NaOH 50% sebanyak 50 ml yang sudah didinginkan dalam almari es. Labu kjeldahl segera dipasang pada alat destilasi. Setelah itu, labu kjeldahl dipanaskan perlahan-lahan sampai dua lapisan cairan tercampur, kemudian dipanaskan dengan cepat sampai mendidih.

Distilat ini ditampung dalam Erlenmeyer yang telah diisi 50 ml larutan standar HCl (0,1N) dan 5 tetes indikator metil merah. Distilasi dilakukan sampai distilat yang tertampung sebanyak 75 ml. Distilat yang diperoleh dititrasi dengan standar NaOH 0,1 N sampai warna kuning. Larutan blanko dibuat dengan mengganti bahan dengan aquades, didestruksi, didistilasi dan dititrasi seperti pada bahan contoh.

Perhitungan:

$$N (\%) = \frac{\text{ml NaOH blanko} - \text{ml NaOH contoh}}{\text{g contoh}} \times 100$$

14.008

$$\text{Protein (\%)} = \% N \times \text{faktor konversi (6,25)}$$

- [5] Kadar abu dianalisa dengan metode pengabuan langsung (AOAC, 1995).

Sampel dari penentuan kadar air dipijarkan di *hotplate* sampai tidak berasap, kemudian dilakukan pengabuan di dalam tanur listrik pada suhu 400° - 600°C selama 4 - 6 jam atau sampai terbentuk abu berwarna putih. Kemudian sampel didinginkan dalam desikator dan ditimbang sampai mencapai berat konstan. Kadar abu dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$\frac{\text{berat abu (g)}}{\text{berat sampel kering (g)}} \text{Kadar abu (\%bk)} = \quad \times 100\%$$

$$\frac{\text{berat abu (g)}}{\text{berat sampel awal (g)}} \text{Kadar abu (\%bb)} = \quad \times 100\%$$

- [6] Kadar karbohidrat dihitung dengan metode *by difference*

Perhitungan kadar karbohidrat dilakukan secara *by difference* yaitu dengan cara mengurangkan 100% dengan komponen gizi lainnya (kadar air, abu, lemak, dan protein) dalam basis basah. Rumus yang digunakan adalah :

$$\text{Kadar karbohidrat (basis basah)} = 100 \% - (A + B + C + D)$$

Keterangan :

A = kadar air (%); B = kadar abu (%); C = kadar protein (%); D = kadar lemak (%)

- [7] Kadar pati metode ekstraksi asam perklorat (Apriyantono dkk., 1989).

Sebanyak 0,2 g tepung dimasukkan tabung sentrifuse kemudian ditambahkan 2 tetes etanol 80 % untuk membasahkan sampel, kemudian ditambahkan 5 ml air dan dicampur merata. Selanjutnya ditambahkan 25 ml etanol 80 % (v/v) panas, dicampur merata dan dibiarkan selama 5 menit kemudian disentrifuse. Supernatan didekantasi, supernatannya digunakan untuk analisa gula setelah etanolnya diuapkan, sedang residunya untuk analisa pati, kemudian diulang ekstraksi dengan 30 ml etanol 80% dan ditambahkan 5 ml air ke dalam residu dan 6,5 ml asam perklorat 52% sambil diaduk diatas magnetic stirer selama 5 menit, didiamkan sebentar kemudian diaduk lagi selama 15 menit. Selanjutnya ditambahkan 20 ml air dan disentrifuse kembali.

Supernatan didekantasi, kemudian dimasukkan labu takar 100 ml. Residu diekstrak seperti sebelumnya, kemudian supernatan dimasukkan ke labu takar yang berisi hasil dekantasi pertama. Volume supernatan ditepatkan sampai tanda, kemudian 5 ml filtrat bagian atas dibuang dan selebihnya disaring. 1 ml filtrat atau hasil pengencerannya dimasukkan tabung reaksi kemudian ditambah 5 ml pereaksi Anthrone, dicampur merata. Tabung reaksi dipanaskan dalam penangas air 100°C selama 12 menit, kemudian dibaca absorbansi pada 630 nm. Hasilnya diplot pada kurva standar.

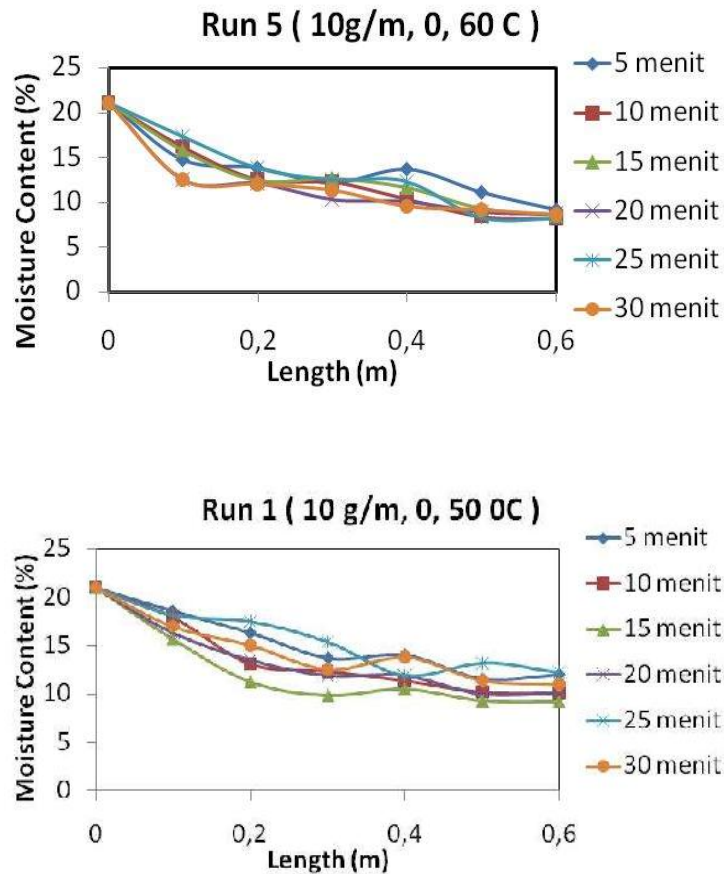
3.1.D. Kurva Pengeringan

1. Pengaruh suhu pengering

Gambar 3.7 menunjukkan pengaruh suhu pengering terhadap profil kadar uap air di padatan sepanjang alat pengering. Dapat disimpulkan, bahwa peningkatan suhu akan meningkatkan laju pengeringan. Sehingga, kadar uap air sisa di padatan juga menurun dengan meningkatnya suhu udara pengering, yakni X_{end} (%) pada 50°C adalah 10.7, dan pada 60°C adalah 8.4. Namun demikian, tingkat keputihan produk tidak berbeda hingga suhu 70°C.

2. Pengaruh laju padatan

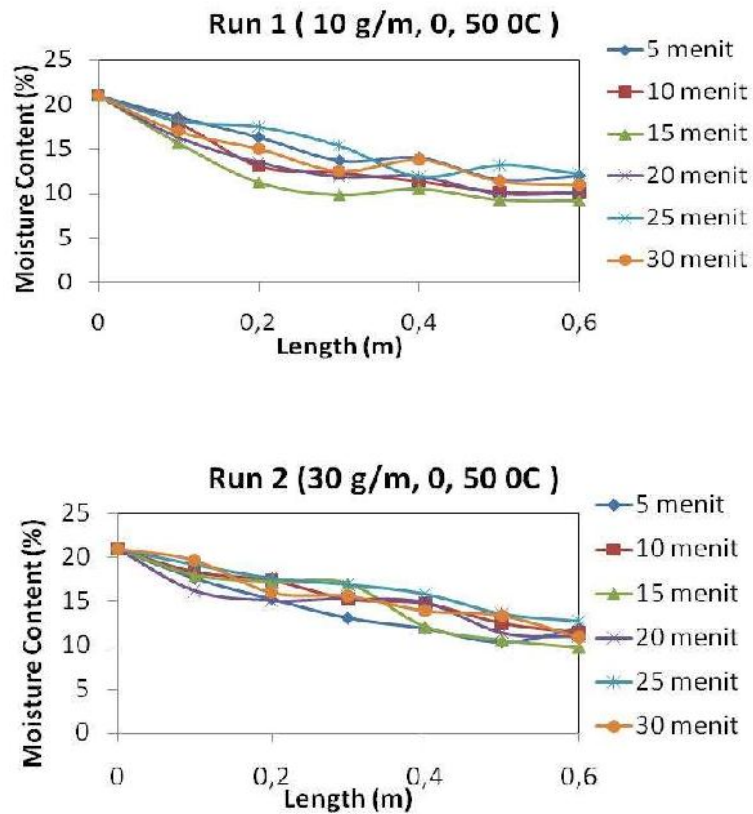
Gambar 3.6 menunjukkan pengaruh laju padatan terhadap profil kadar uap air di padatan sepanjang alat pengering. Semakin tinggi laju alir padatan maka semakin rendah laju pengeringan, sehingga kadar uap air padatan semakin rendah. Sebagai contoh, X_{end} (%) pada 10 g/m adalah 10.7, dan pada 30 g/m adalah 11.3



Gambar 3.5. Pengaruh suhu pengering terhadap kadar air tepung tapioka

3.1.E.Kualitas Produk dan Karakterisasi Tepung Tapioka

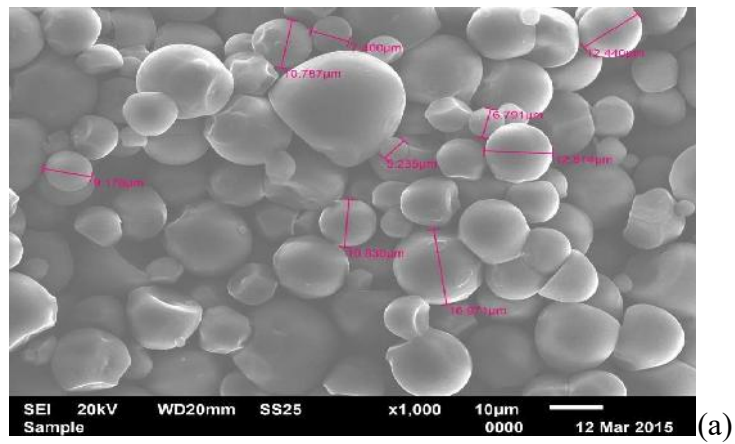
Tabel 3.3 menunjukkan kualitas produk tepung tapioka hasil pengeringan masuk dalam kategori kualitas Grade AAA menurut standar SNI. Sebagian besar, lebih dari 92%, ukuran produk masuk dalam range ukuran baik, sedangkan hanya 8% yang berukuran over size. Peningkatan laju umpan padatan tepung akan meningkatkan ukuran produk karena aglomerasi.



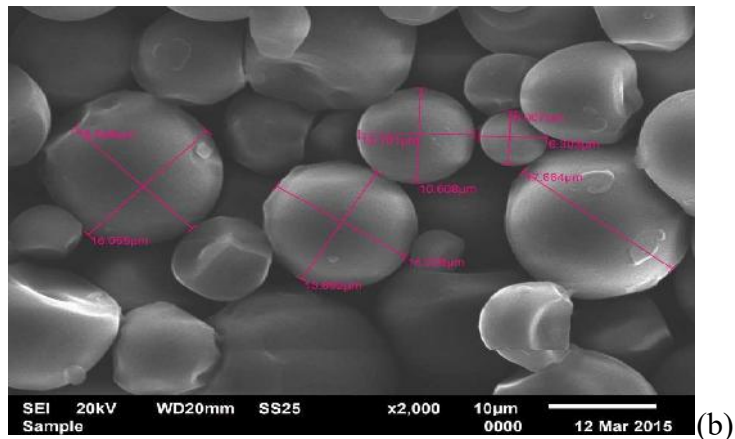
Gambar 3.6. Pengaruh laju alir padatan terhadap kadar air tepung tapioka.

Tabel 3.3. Kualitas produk tepung tapioka hasil pengeringan

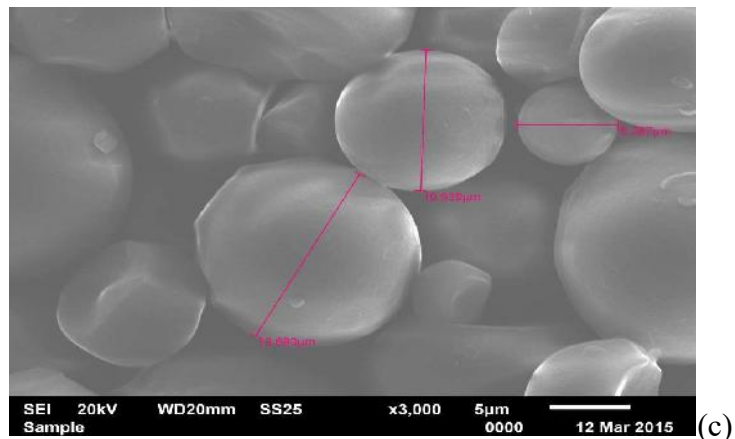
No	Parameter	Grade AAA	Sampel 1	Sampel 2
1	Keputihan	Min 95.5	95.37	95.38
2	Starch (%)	> 70	87.58	87.24
3	Moisture content (%)	12-15	10,45	10,72
4	Fiber	Negatif	-	-



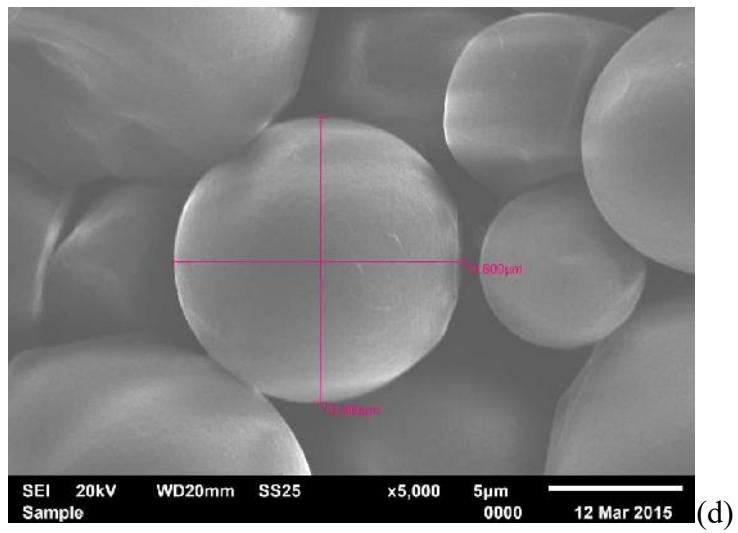
(a)



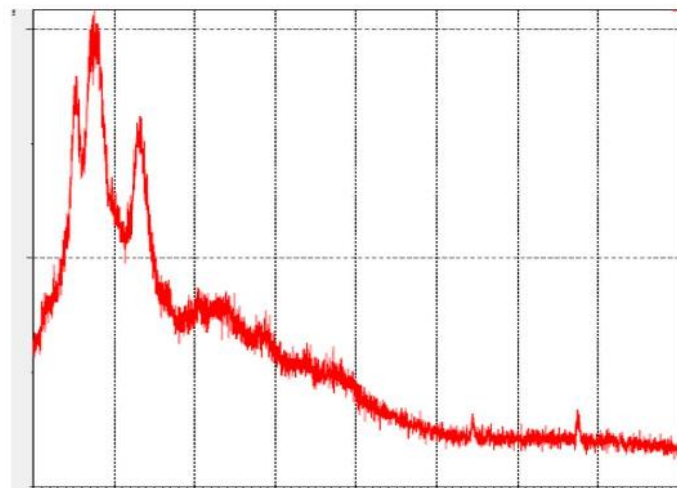
(b)



(c)



Gambar 3.7. Hasil karakterisasi tapioka menggunakan SEM perbesaran
(a) 1000x (b) 2000x (c) 3000x (d) 5000x



Gambar 3.8. Hasil karakterisasi tapioka menggunakan X-Ray Diffraction

Tabel 3.4. Hasil X-Ray Diffraction tepung tapioka

No. peak	$2\Theta(^{\circ})$	FWHM ($^{\circ}$)
5	17,56	2,765
4	15,21	1,320
8	23,28	2,012

Penentuan karakter struktur material baik dalam bentuk pejal atau partikel, kristalin atau amorf dapat menggunakan alat Scanning Electron Microscopy (SEM) dan X-Ray Drifraction (XRD). Gambar 3.7 adalah hasil uji karakterisasi tepung tapioka menggunakan SEM. Analisa struktur benda berukuran nano meter membutuhkan mikroskop dengan resolusi tinggi. Mikroskop elektron yang digunakan dalam analisa SEM mampu melihat benda di bawah 200 nanometer karena memiliki sinar elektron yang panjang gelombangnya lebih pendek dari cahaya.

Pada hasil SEM perbesaran 2000x, terlihat bahwa granula pati sebagian besar berbentuk spherical. Bentuk granula yang ditunjukan oleh hasil SEM sama dengan bentuk granula pati pada umumnya yaitu bulat dan oval. Diameter partikel rata-rata adalah 12,32 μm . Ukuran partikel ini lebih kecil dibandingkan hasil penelitian Aviara dkk. (2014) yang menggunakan pengering rak yaitu 14,1 μm . Perbedaan ukuran pati ini dipengaruhi oleh kondisi dan waktu panen singkong. Rata-rata ukuran granula 15 μm memiliki waktu panen 14 bulan sedangkan rata-rata ukuran granula 12 μm memiliki waktu panen 16 bulan.

Radiasi bersifat elektromagnetik mempunyai peranan penting untuk analisis padatan kristalin menggunakan metode difraksi. Elektron yang ditembak dalam keadaan vakum akan menghasilkan sinar X. Sinar X yang memiliki panjang gelombang lebih pendek dari cahaya tampak dapat membuat spektrum garis sesuai karakteristik logam yang ditembak. Pada tabel 3.4, hasil uji X-ray diffraction yang menggunakan panjang gelombang 1,5406 Ao menunjukkan puncak terkuat dari tapioka pada 17,56; 15,21; 23,28 $^{\circ}$. Berdasarkan Join Comitee Powder Difracton Spectro #46-1978 dapat diketahui bahwa struktur tepung tapioka ini adalah memiliki jenis struktur kristal Orthorhombic (ICDD, 1997). Dari data yang dihasilkan oleh uji XRD, dapat juga dihitung ukuran kristal (crystallite site) rata-rata menggunakan persamaan Deby Scherrer.

Persamaan Debye Scherrer menunjukkan bahwa nilai ukuran kristal diperoleh dengan nilai panjang gelombang, sudut difraksi, dan FWHM yang dihasilkan dari uji XRD.

$$L = \frac{k \lambda}{\beta \cos \theta} \quad (3.7)$$

Dimana k adalah konstanta faktor bentuk (0,94), λ adalah gelombang X ray (1,5406 Å), β adalah FWHM, dan θ adalah sudut difraksi. Berdasarkan persamaan Scherrer, diperoleh ukuran kristal pati sebesar 41,376 nm.

3.2 Pengeringan Padi

3.2.A. Latar Belakang

Beras menyediakan sekitar 20 % total energi per kapita dan 13 % protein bagi penduduk dunia. Di Asia beras menyumbangkan 35 % energi dan 28 % protein, di Amerika Selatan 12 % energi dan 9 % protein. Beras merupakan makanan utama di beberapa negara berkembang dengan menyumbang 4.000 kJ energi per kapita per hari. Pati merupakan kandungan utama beras (± 75 %) yang terdapat dalam bagian endosperm berbentuk granula majemuk berukuran 3-10 μm . Protein sebagai komponen kedua dalam beras (± 8 %), di dalam endosperm berbentuk butiran (bodies) dengan ukuran 1-4 μm .

Padi setelah dipanen biasanya mempunyai kadar air 20 % atau lebih sehingga harus dikeringkan sebelum disimpan. Di negara tropis biasanya pengeringan dilakukan dengan menggunakan sinar matahari hingga mencapai kadar air 14 %. Pada kondisi tersebut gabah dapat disimpan sampai 2-3 bulan. Jika diinginkan penyimpanan lebih lama lagi, maka kadar air harus diturunkan sampai 12 % dengan menggunakan alat pengering.

Perubahan dalam tekstur dan struktur gabah selama pengeringan perlu diperhatikan dengan seksama agar dapat mengurangi biji pecah selama penanganan dan pengolahan selanjutnya. Biji retak dan patah dapat menurunkan nilai mutu dari gabah tersebut. Pada penggilingan padi, suhu dan cara pengeringan yang kurang tepat dapat menyebabkan

biji-biji retak sehingga akan menurunkan rendemen beras kepala (*Head Rice Yield*) dan meningkatkan persentase beras pecah, dan hal ini menyebabkan penurunan mutu dan nilai ekonomis beras (Prabowo, 2006).

Teknologi *Fluidized Bed Dryer* (FBD) secara luas digunakan dalam berbagai industri seperti farmasi, kimia pangan dan lingkungan. Jika dibandingkan dengan metode lain, FBD menawarkan keuntungan seperti laju pengeringan lebih tinggi dan tingginya tingkat panas serta transfer massa antar fase, sehingga membuat proses lebih efisien. Pengeringan padatan dalam FBD telah dipelajari sebagai alternatif untuk pengeringan metode konvensional. Penelitian lain membandingkan pengeringan di FBD, dan *tray dryer* dengan udara panas, serta menggunakan sinar matahari. *Fluidized bed drying* menunjukkan hasil terbaik dalam mengurangi waktu pengeringan dan memberikan produk akhir dengan kualitas yang lebih baik karena panas dan massa transfer pada permukaan material jauh lebih tinggi di FBD (Silva dkk., 2012).

Proses pengeringan gabah di Indonesia belum optimal karena membutuhkan waktu pengeringan yang lama. Salah satu penyebabnya karena alat FBD yang tidak memberikan pengeringan optimal. Maka dari itu dibutuhkan suatu upaya untuk mengoptimalkan pengeringan menggunakan FBD. Salah satunya adalah dengan pemasangan *immersed heater* (pemanas yang dimasukkan ke ruang pengeringan FBD) untuk menjaga suhu alat. Selain masalah optimasi hasil, efisiensi alat juga perlu diperhatikan. Maka diperlukan *tempering time* agar efektifitas alat lebih besar. Telah dilakukan penelitian oleh Susanto dan Wijaya (2017) mengenai pengeringan gabah pada pengering unggun fluidisasi menggunakan variabel *immersed heater* dan waktu tempering.

3.2.B. Kinetika Pengeringan Gabah

Pengeringan merupakan salah satu cara dalam teknologi pangan yang dilakukan dengan tujuan pengawetan. Manfaat lain dari pengeringan adalah memperkecil volume dan berat bahan dibanding kondisi awal sebelum pengeringan, sehingga dapat mempermudah penyimpanan. Pengeringan gabah bertujuan untuk menurunkan kadar air

dalam padi pasca panen melalui proses penguapan air dengan cara melewatkan udara panas dan kering ke dalam tumpukan gabah. Pengeringan dapat dilakukan dengan cara dijemur dibawah paparan sinar matahari atau dilakukan dengan mesin pengering buatan (*artificial dryer*) (Idawanni, 2015).

Kualitas fisik gabah terutama ditentukan oleh kadar air dan kemurnian gabah. Kadar air gabah adalah jumlah kandungan air di dalam butiran gabah yang biasanya dinyatakan dalam satuan (%) dari berat basah (*wet basis*). Sedangkan tingkat kemurnian gabah merupakan persentase berat gabah bernas terhadap berat keseluruhan campuran gabah. Makin banyak benda asing atau gabah hampa atau rusak di dalam campuran gabah maka tingkat kemurnian gabah makin menurun.

Kemurnian gabah dipengaruhi oleh adanya butir yang tidak bernas seperti butir hampa, muda, berkapur, benda asing atau kotoran yang tidak tergolong gabah, seperti debu, butir-butir tanah, batu-batu, kerikil, potongan kayu, potongan logam, tangkai padi, biji-biji lain, bangkai serangga hama, serat karung, dan sebagainya. Selain itu, butir-butir gabah yang telah terkelupas (beras pecah kulit) dan gabah patah juga merupakan pengotor yang tidak diinginkan. Kualitas gabah akan mempengaruhi kualitas dan kuantitas beras yang dihasilkan. Kualitas gabah yang baik akan berpengaruh pada tingginya rendemen giling. Rendemen giling adalah persentase berat beras sosoh terhadap berat gabah yang digiling (Idawanni, 2015).

Faktor-faktor yang mempengaruhi pengeringan gabah antara lain:

a. Perbedaan Suhu antara Medium Pemanas dan Udara Sekitar

Semakin besar perbedaan suhu antara medium pemanas dengan bahan, makin cepat perpindahan panas kedalam bahan dan makin cepat pula penghilangan air dari bahan. Air yang keluar dari bahan yang dikeringkan akan menjenuhkan udara sehingga kemampuannya untuk menguapkan air berkurang. Jadi dengan semakin tinggi suhu pengeringan maka proses pengeringan akan semakin cepat.

b. Kecepatan Aliran Udara

Udara yang bergerak dengan kecepatan tinggi selain dapat mengambil uap air juga dapat menghilangkan uap air tersebut dari permukaan bahan pangan, sehingga akan mencegah udara pengering menjadi jenuh oleh uap air, yang akan memperlambat penghilangan air. Apabila aliran udara pada pengering mengalir dengan baik, proses pengeringan akan semakin cepat, dan semakin banyak uap air terbawa dan teruapkan.

c. Tekanan Udara

Semakin kecil tekanan udara, semakin besar pula kemampuan udara untuk mengangkut air selama pengeringan. Ini dikarenakan dengan semakin kecilnya tekanan udara, kerapatan udara makin berkurang sehingga uap air dapat lebih banyak tertampung dan dikeluarkan dari bahan. Sebaliknya, jika tekanan udara semakin besar maka udara disekitar pengeringan akan lembab, sehingga kemampuan menampung uap air terbatas dan menghambat proses pengeringan.

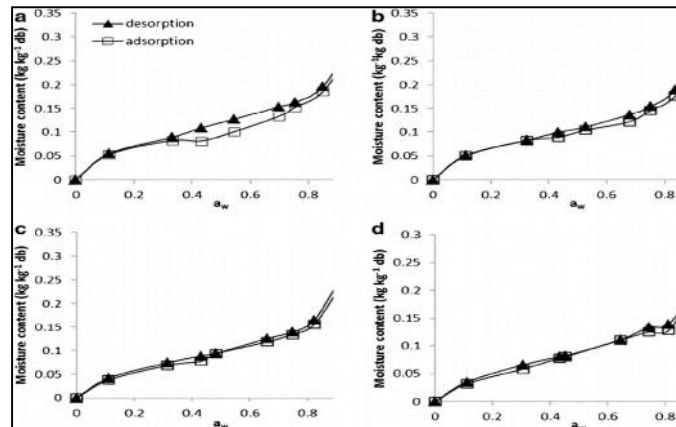
d. Kelembaban udara

Semakin lembab udara, proses pengeringan akan semakin lambat.

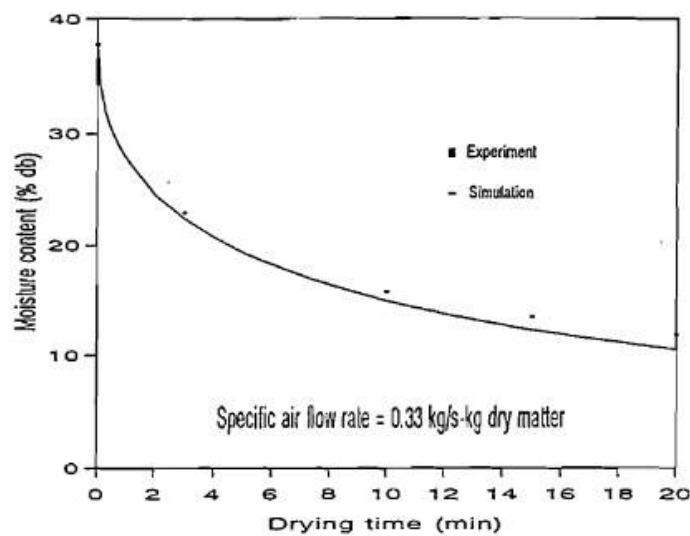
e. Arah aliran udara

Semakin kecil sudut arah udara terhadap posisi bahan, maka bahan semakin cepat kering.

Pada proses pengeringan, terdapat kurva *sorption isotherm* yang menunjukkan sisa kandungan uap air di padatan (*residual moisture content*) sebagai fungsi dari *relative humidity*. Pengeringan terhadap bahan tidak dapat dilakukan dibawah nilai kesetimbangan. Gambar 3.9 menunjukkan kurva *sorption isotherm* gabah.



Gambar 3.9. Kurva *sorption isotherm* gabah pada suhu a. 20°C, b. 30°C c. 40°C d. 50°C (Mousa dkk., 2012)



Gambar 3.10. Kurva hubungan waktu pengeringan dengan *moisture content* pada gabah dengan fraksi udara *recycle* sebesar 50%, suhu 100°C, kecepatan *bed* 4,4 m/s, tebal *bed* 3,7 cm (Soponronnarit dkk., 1994)

Pada literatur pengeringan gabah, didapatkan beberapa hasil grafik pengeringan gabah yang dilakukan dengan variasi suhu dan laju alir udara pengering. Gambar 3.10 dibawah menunjukkan hubungan antara waktu terhadap *moisture content* (kadar air) dari gabah. Grafik ini

didapat dari literatur, yang selanjutnya dapat digunakan sebagai bahan pembanding dengan hasil penelitian yang dilakukan.

Berdasarkan BSNI (1987), persyaratan mutu kualitatif gabah terdiri dari empat karakter yaitu : bebas hama dan penyakit; bebas dari busuk, asam dan bau lainnya; bebas bahan kimia dan sisa pupuk, insektisida dan fungisida; dan gabah tidak boleh panas. Gabah dikatakan bebas dari hama dan penyakit apabila secara visual tidak ditemui adanya hama serangga (termasuk di dalamnya bangkai serangga atau hama dikategorikan sebagai benda asing), ulat dan lain sebagainya. Persyaratan mutu gabah berpedoman pada standar mutu gabah berdasarkan SNI.

Tabel 3.5. Standar mutu gabah berdasarkan SNI

Kriteria Mutu	Mutu I (%)	Mutu II (%)	Mutu III (%)
Kadar air (maks)	14	14	14
Gabah hampa	1	2	3
Butir rusak + butir kuning (maks)	2	5	7
Butir mengapur + gabah muda (maks)	1	5	10
Gabah merah (maks)	1	2	4
Benda asing (maks)	-	2	4
Gabah varietas lain (maks)	2	5	10

Kadar air maksimal yang dimiliki oleh gabah kering adalah antara 13-14%. Apabila kadar air gabah lebih tinggi maka gabah sulit dikupas, sedangkan pada kadar air yang lebih rendah butiran gabah akan mudah patah. Butir hampa adalah butir gabah yang tidak berkembang sempurna atau akibat serangan hama, penyakit atau sebab lain sehingga tidak berisi butir beras walaupun kedua tangkup sekamnya tertutup maupun terbuka. Butir gabah setengah hampa tergolong ke dalam butir hampa. Gabah rusak artinya gabah yang terfermentasi, gabah berjamur atau gabah yang terserang serangga

Salah satu upaya yang dapat dilakukan untuk meningkatkan kinerja FBD antara lain dengan menambah pemanas yang ditenggelamkan (*immersed heating elements*). Penambahan pemanas tambahan ini menyebabkan suhu proses meningkat, yang kemudian meningkatkan kapasitas penyerapan uap gas, menghasilkan penurunan signifikan. Pengeringan ini menggabungkan konveksi (perpindahan langsung dari gas) dengan kontak (transfer panas tidak langsung dari pemanas yang tenggelam). Akan tetapi hal ini tergantung pada perubahan fase dalam pengeringan partikel (Groenewold dan Tsotsas, 2007).

Walaupun aplikasi penambahan *immersed heater* memberikan hasil yang signifikan dan teorinya menarik untuk dikaji, literatur mengenai penambahan *immersed heater* pada FBD sangat sedikit. Schwarzbach (1989) memberikan petunjuk mengenai adanya kemungkinan pengaruh transfer panas tidak langsung dari *distributor plate* saat pengeringan FBD konvektif pada hasil eksperimen. Macchi dkk. (1999) melaporkan adanya peningkatan transfer panas ke partikel basah dengan diameter 2 mm sejumlah 15% pada unggun terpancar (*spouted bed*). Brown dkk. (1998) menggunakan n-octadecane yang dikapsulkan dengan diameter partikel antara 142 sampai 585 μm dan menemukan adanya peningkatan transfer panas dari dinding ke unggun sebesar 30%. Pakowski and Mujumdar (1982) menggunakan partikel yang dibasahi gliserol untuk melengketkan partikel dan melaporkan adanya pengurangan transfer panas tak langsung sebagai akibat aglomerasi partikel.

Menurut Srinivas dkk. (2015), dilakukan pemodelan pada FBD dengan *immersed heater* menggunakan persamaan konveksi panas rata-rata radial dalam model perkolasi. Distribusi suhu di pengering unggun terfluidisasi pada berbagai ketinggian menunjukkan hasil yang sesuai dengan hasil permodelan. Efisiensi energi pada FBD dengan *immersed heater* juga lebih besar dibanding FBD dengan udara panas.

Peningkatan suhu dan kecepatan udara dalam pengeringan menyebabkan penurunan waktu pengeringan sedangkan kelembaban udara relatif yang lebih tinggi menyebabkan sedikit peningkatan dalam

waktu pengeringan. Rata-rata persentase konsumsi energi termal dan mekanik dalam proses pengeringan padi adalah 94,48% dan 5,52%. Hasil dari analisis energi menunjukkan bahwa pengeringan padi pada suhu dan kecepatan udara yang lebih tinggi serta kelembaban relatif pengering yang lebih rendah, memiliki efisiensi energi yang lebih baik (Tohidi dkk., 2017).

Meskipun FBD dapat memberikan nilai transfer massa dan transfer panas yang cukup tinggi (Jaiboon dkk., 2009), hal tersebut dapat berakibat pada kualitas gabah yang buruk dikarenakan retakan pada gabah (Karbassi dan Mehdizadeh, 2008). Untuk mengurangi retakan pada gabah, disarankan adanya *tempering* diantara waktu pengeringan untuk mengurangi retakan atau tegangan pada gabah sebagai pengaruh dari kadar air (Poomsa-ad dkk., 2005; Tuyen dkk., 2009).

Hasil penelitian menunjukkan bahwa *tempering time* secara substansial mengurangi konsumsi energi. Dalam tahap pengeringan, proses dihentikan sehingga tidak ada konsumsi energi. Suhu setiap tahap *tempering* juga diasumsikan konstan dan sama dengan tahap pengeringan sebelumnya. Hasil menunjukkan bahwa tahap pengeringan pertama adalah *stage* terpanjang dengan suhu sedang diikuti *stage* yang lebih pendek dengan suhu yang lebih tinggi (Golmohammadi dkk., 2015).

Gradien kadar air yang terbentuk di gabah pada saat pengeringan memberikan potensi retakan karena gradien tersebut menyebabkan tegangan diferensial didalam gabah, yang bila dalam jumlah besar dapat menyebabkan gabah menjadi retak (Kunze, 1979). Pengeringan berkala, dengan periode *tempering* yang disisipkan diantara waktu pengeringan, dapat mengurangi jumlah gabah yang retak (Li dkk., 1999; Iguaz dkk., 2006).

Upaya *tempering* dapat dilakukan untuk memperpendek waktu pengeringan total dan membantu mencegah gabah retak dan pecah. Pada periode *tempering* konsentrasi kadar air cenderung merata sehingga pada siklus pengeringan berikutnya gradient kadar air yang terbentuk lebih kecil (Aquerreta dkk., 2007). Li dkk. (1999) mengamati bahwa rasio *tempering*/pengeringan menyebabkan rendahnya prosentase gabah yang

retak. Iguaz dkk. (2006) menemukan bahwa peningkatan kualitas gabah dengan pengeringan berkala lebih terlihat pada suhu tinggi, dimana jumlah gabah yang retak berkurang 20% bila dibandingkan dengan pengeringan kontinyu

3.2.C. Prosedur Penelitian

a. Kalibrasi Alat

Pengering FBD dan vibrated dryer yang akan digunakan dalam operasi pengeringan gabah harus di kalibrasi dahulu sebelum digunakan. Proses kalibrasi dilakukan dengan cara menjalankan alat pengering FBD dan *vibrated dryer* pada kecepatan udara masing-masing 3 m/s dan 8,5 m/s (diatur dengan bukaan blower), mengatur suhu sesuai suhu pengeringan, dan alat dibiarkan hingga suhu pengeringan yang diinginkan tercapai. Hal ini bertujuan untuk mempersiapkan proses pengeringan dan memastikan suhu pengeringan konstan.

b. Penentuan Kadar Air Awal Gabah

Gabah sebanyak 10 gram ditimbang, dengan diletakkan pada cawan porselen, kemudian dioven pada suhu 105°C untuk mengetahui kadar air bahan. Ukur berat tiap 10 menit hingga 3 kali konstan. Kemudian gabah ditimbang sebanyak 200 gram untuk operasi pengeringan. Dari hasil pengukuran kadar air awal pada penelitian ini didapat kadar air awal gabah sebesar 24,8% basis basah.

c. Operasi Pengeringan

Gabah yang telah ditimbang dimasukkan ke dalam kolom fluidisasi dan dilakukan operasi pengeringan selama 90 menit pada suhu 50, 60, 70, 80, dan 90 °C. Bila menggunakan variabel *immersed heater* (pada FBD), maka sebelum operasi pengeringan dimulai, pemanas dimasukkan ke kolom pengeringan, dan disetel suhunya sesuai dengan suhu pengeringan. Setiap 10 menit sekali dilakukan pengambilan sebagian kecil bahan dengan sendok panjang (pada FBD) untuk diukur kadar airnya menggunakan alat pengukur kadar air elektrik. Nilai RH udara pengering yang keluar juga dicatat.. Setelah pengeringan berlangsung selama 60 menit, pengeringan dihentikan dan seluruh bahan dalam alat pengering diambil dan ditampung dalam botol kaca yang ditutup rapat

untuk kemudian dilakukan tempering dengan waktu 0,5, 1, dan 1,5 jam. Setelah periode tempering selesai, bahan dikeringkan kembali selama 30 menit.



d. Membuat Kurva Pengeringan

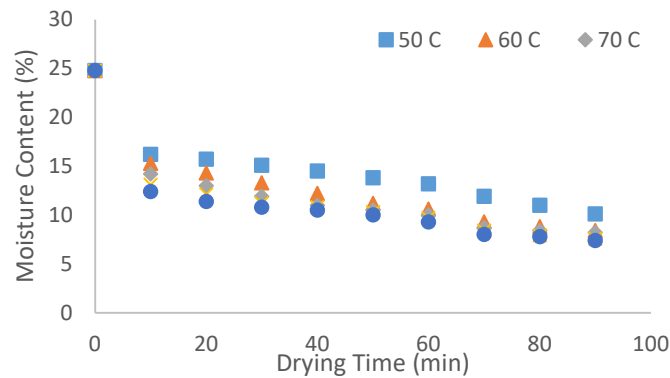
Dari percobaan, didapatkan data *moisture content* pada waktu tertentu untuk tiap variabel, sehingga dapat dibuat kurva hubungan waktu terhadap kadar air (*moisture content*).

e. Pengujian kualitas produk

Parameter kualitas produk yang diuji dalam hal ini adalah *Head Rice Yield (HRY)* dan *Whiteness* (tingkat keputihan). Pada penelitian ini, *Head Rice Yield* didefinisikan sebagai persen berat gabah hasil penggilingan dibandingkan dengan berat beras awal sebelum digiling. Penggiling beras skala laboratorium digunakan untuk mengetahui HRY padi. Nilai *whiteness* dianalisa dengan metode LAB.

3.2.D Analisa Kurva Pengeringan

1. Pengaruh suhu terhadap kurva pengeringan

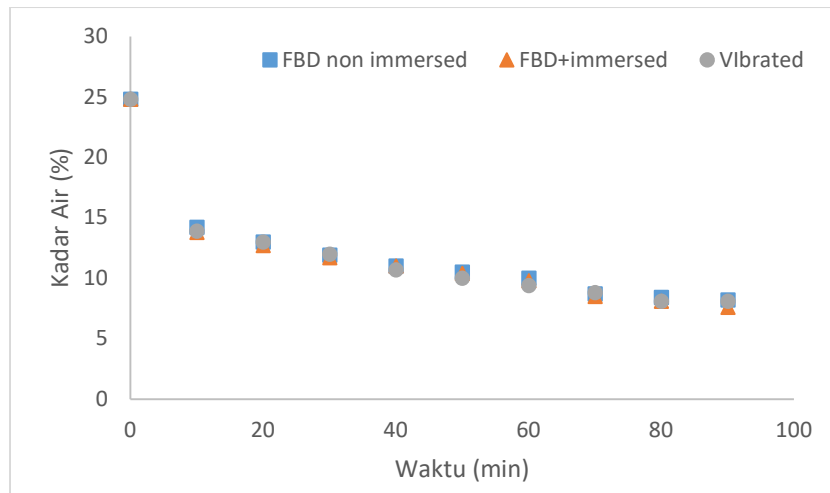


Gambar 3.11. Kurva pengeringan gabah pada pengeringan dengan FBD tanpa *immersed heater* dan *tempering* 0,5 jam

Hasil penelitian menunjukkan bahwa semakin lama waktu pengeringan, nilai kadar air pada beras makin menurun. Dari gambar diatas dapat dilihat bahwa pengurangan kadar air paling cepat terjadi pada suhu 90⁰C, dimana pengurangan kadar air paling lambat terjadi pada suhu 50⁰C. Ini menunjukkan bahwa kenaikan temperatur akan mengurangi waktu pengeringan. Hal ini sesuai dengan penelitian yang dilakukan oleh Golmohammadi dkk. (2015).

Hasil yang serupa juga didapati pada pengeringan dengan waktu *tempering* 1 dan 1,5 jam. Temperatur udara pengering yang tinggi mengakibatkan semakin banyak panas yang dipakai untuk menguapkan air sehingga waktu pengeringan menjadi lebih singkat. Semakin tinggi temperatur udara pengering, perbedaan temperatur antara bahan dan udara pemanas menjadi lebih besar. Hal ini mengakibatkan perpindahan panas dari udara pengering menuju bahan menjadi lebih cepat, sehingga mempercepat transfer massa uap air dari bahan ke udara pengering (MA. Fortienawati, 2015). Pada penelitian ini, didapati bahwa perlakuan *tempering* tidak berpengaruh signifikan terhadap kurva pengeringan.

2. Pengaruh jenis pengeringan terhadap kurva pengeringan



Gambar 3.12. Perbandingan kurva pengeringan di tiga jenis pengeringan pada suhu 70°C dan waktu *tempering* 1 jam

Dari gambar diatas dapat disimpulkan bahwa hasil kurva pengeringan dari ketiga jenis pengeringan relatif sama, dengan pengecualian pada FBD dengan *immersed heater*, dimana didapati kadar air sedikit lebih rendah daripada kedua jenis pengeringan yang lain pada waktu dan temperatur pengeringan yang sama. Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, semakin tinggi temperatur pengeringan, perbedaan temperatur antara medium pemanas dan bahan semakin besar. Penambahan *immersed heater* mengakibatkan temperatur di ruang pengeringan tetap konstan, sehingga mempercepat transfer massa uap air dari bahan ke medium pemanas.

3.2.E Kualitas Produk

Tabel 3.6. Kualitas produk padi hasil pengeringan

T (°C)	Whiteness (%)	HRY (%)
50	51	43
60	52	41

70	53	44
80	52	45
90	51	46

Tabel 3.6 menunjukkan kualitas produk hasil pengeringan padi pada variabel 0,5 jam *tempering* tanpa *immersed heater*. Dari tabel diatas dapat dilihat bahwa nilai *whiteness* meningkat seiring meningkatnya temperatur pengeringan menjadi 70⁰C, dan berkurang ketika temperatur dinaikkan menjadi 80 dan 90⁰C. Ini menandakan variasi temperatur tidak berpengaruh signifikan terhadap nilai *whiteness*. Kenaikan nilai *whiteness* saat proses pengeringan dapat disebabkan oleh laju difusi uap air yang tinggi, yang mengakibatkan terbawanya substansi warna ke permukaan beras (Rordprapat dkk., 2005). Sementara itu, penurunan nilai *whiteness* pada pengeringan dengan suhu 80 dan 90⁰C disebabkan oleh reaksi non-enzimatis Maillard (reaksi pencoklatan). Reaksi Maillard akan bertambah cepat saat temperatur dinaikkan, sehingga mengurangi nilai *whiteness* dari padi (Tirawanichakul dkk., 2004).

Dari tabel diatas dapat disimpulkan bahwa secara umum, kenaikan temperatur akan meningkatkan nilai *Head Rice Yield* (HRY). Hal ini disebabkan oleh gaya ikatan *intra-granular* yang lebih kuat, yang membuat bulir padi lebih kuat (tidak mudah pecah) saat digiling. Peningkatan gaya ikat antar granula disebabkan oleh pembengkakan (*swelling*), bersamaan dengan terpisahnya molekul amilosa dari granula pati menjadi substrat encer. Granula yang membengkak ini kemudian tergelatinisasi, tetapi hanya sebagian, karena kadar air didalam padi tidak memungkinkan untuk tergelatinisasi secara sempurna (Tirawanichakul dkk., 2004). Proses gelatinisasi pati didalam beras membantu memperbaiki retakan didalam beras sehingga meningkatkan nilai *Head Rice Yield* (Rordprapat dkk., 2005)

Akan tetapi, didapati penurunan nilai HRY pada pengeringan dengan temperatur 60⁰C. Hal ini mungkin terjadi karena adanya gradien uap air pada saat pengeringan yang menyebabkan tegangan/*stress* didalam beras. Tegangan tersebut mengakibatkan kerusakan struktur

pada beras, sekalipun saat pengeringan terjadi gelatinisasi parsial (Tirawanichakul dkk., 2004).

3.3 Pengeringan Kedelai

3.3.A. Kualitas Biji Kedelai

Kedelai (*Glycine max* (L.) Merr.) merupakan tumbuhan kacang-kacangan yang paling penting di pasar dunia dikarenakan kualitasnya sebagai sumber protein (Rafiee dkk., 2009). Produksi kedelai belakangan ini meningkat karena hasil produk yang besar dan biaya panen yang lebih rendah dibandingkan tanaman biji-bijian yang lain (Duarte dkk., 2004). Kedelai mengandung 40% protein dan 20% minyak serta kalsium, besi, karoten, thiamin, dan asam askorbat.

Kualitas biji kedelai saat penyimpanan menjadi masalah serius bagi pembangunan pertanian di berbagai negara. Umumnya setelah panen, kedelai harus dikeringkan untuk memperpanjang waktu penyimpanan. Nilai kadar air yang sesuai untuk penyimpanan kedelai bergantung pada spesies, kondisi penyimpanan, dan lama penyimpanan (Copeland, 2001). Kualitas biji didefinisikan sebagai karakteristik yang akan menentukan sifat biji ketika ditabur atau disimpan (George, 1999). Kualitas tersebut mencakup kualitas genetik, kesehatan biji, aspek fisik, kelangsungan hidup, dan kekuatan biji. Aspek fisik berkaitan dengan keretakan mekanis dan retakan di kulit kedelai. Kelangsungan hidup kedelai berkaitan dengan kemampuan biji kedelai untuk berkecambah dan menghasilkan bibit. *Seed vigour*/kekuatan biji adalah jumlah total karakteristik-karakteristik tersebut yang menentukan tingkat aktivitas dan performa benih saat berkecambah dan munculnya bibit.

Kualitas biji kedelai berpengaruh langsung terhadap keberhasilan tanaman dan memiliki kontribusi yang signifikan terhadap tingkat produktivitas tanaman (Bewley dan Black, 1994). Beberapa literatur telah melaporkan tentang perubahan kualitas biji kedelai saat pengeringan (Barrozo dkk., 2006; Gomes dkk., 2003; Mensah dkk., 1985; Parde dkk., 2002; Sinnecker dkk., 2005). Studi-studi diatas melaporkan bahwa diperlukan perhatian khusus pada sistem-sistem yang melibatkan pergerakan kedelai. Oleh karena itu, penting untuk

menentukan konfigurasi dan parameter pengeringan yang optimal, sehingga dapat mencegah turunnya kualitas kedelai.

3.3.B. Karakteristik Pengeringan Kedelai

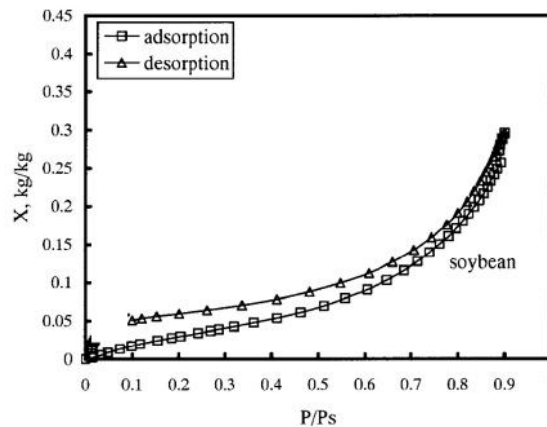
Meskipun terdapat banyak metode untuk mengeringkan biji kedelai, metode pengeringan yang berbeda akan mengakibatkan perkecambahan biji yang tidak sama. Faktor-faktor yang mempengaruhi respon biji kedelai terhadap pengeringan dengan udara panas adalah riwayat pengeringan, spesies kedelai, kadar air, waktu pengeringan, dan desain pengering. Kondisi pengeringan juga berperan penting dalam menjaga kualitas biji. Kondisi pengeringan yang tidak sesuai dapat menimbulkan kerusakan pada biji, misalnya timbulnya retakan (Estrada, 1993), menurunkan perkecambahan biji, timbul bibit yang tidak normal, perubahan pada sifat permeabilitas lapisan luar biji, merusak enzim, atau menyebabkan lapisan luar biji mengeras (Thomson, 1979).

Masalah penting lain pada pengeringan biji kedelai dengan udara panas (diatas 50°C) adalah pemisahan lapisan luar biji (Barrozo, 2006). Kondisi ini mengakibatkan kedelai menjadi rentan terhadap serangan mikroba saat penyimpanan dan mengurangi potensinya untuk berkecambah. Kadar air biji yang rendah ($<10\%$) mengakibatkan kedelai dan lapisan luarnya mudah retak, dimana kadar air yang terlalu tinggi dapat menyebabkan biji menjadi rusak, sehingga menurunkan potensi biji berkecambah. Saat kedelai mengering, lapisan luar kedelai menjadi plastis. Bagian kotiledon yang mengandung protein memiliki afinitas tinggi terhadap penyerapan air dan akan mengembang dan menyusut, menimbulkan tekanan pada lapisan luar biji, sehingga akan meregang dan berkurang kekuatannya. Ketika kotiledon kering dan menyusut, lapisan luar biji juga menyusut, dan lebih rentan terhadap kerusakan. Pada akhirnya hal tersebut akan menyebabkan kerusakan embrionik, dan pertumbuhan bibit akan menjadi tidak normal (Robert, 1981).

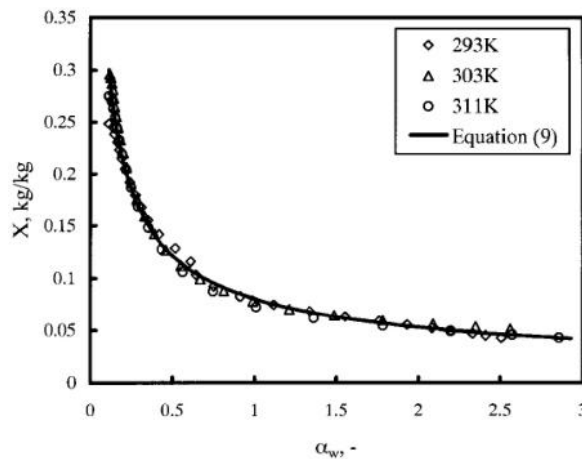
Pengeringan dua tahap menjadi salah satu metode yang menarik untuk pengeringan kedelai dikarenakan faktor kualitas produk dan konsumsi energi. Adapun konsep dari pengeringan dua tahap adalah pada tahap pengeringan pertama, biji dengan kadar air tinggi akan dikeringkan pada temperatur dan kecepatan udara tinggi mencapai kadar

air menengah (kurang lebih 18% b.b). Kemudian, pada tahap yang kedua, temperatur ruang dan laju udara rendah digunakan untuk mengurangi kadar air hingga tingkat yang aman ($<14\%$ b.b). Sejumlah peneliti telah merekomendasikan pengeringan dua tahap untuk mengeringkan biji-bijian dengan kadar air tinggi karena dapat menghemat energi (Prachyawarakorn, 2005). Alasannya adalah setelah biji dikeringkan hingga kadar air dibawah 18% b.b, permukaan biji menjadi kering, sehingga laju pengeringan dibatasi difusivitas air pada biji yang rendah.

Pada kadar air tersebut, proses pengeringan harus dihentikan agar air di lapisan dalam biji dapat bergerak keluar sehingga meningkatkan efisiensi pengeringan di tahap selanjutnya. Selain itu, keuntungan lain dari pengeirngan dua tahap adalah kualitas produk yang tinggi karena dapat mengurangi retakan biji saat proses penggilingan (Thakur, 2006). Secara umum, biji yang retak berhubungan dengan biji yang terlalu lama terpapar udara pengering. Pengeringan dua tahap dapat mengatasi biji yang retak karena pada saat periode *tempering* diantara tahapan pengeringan, tegangan yang terjadi di tahap pengeringan pertama akibat perbedaan kadar air di dalam biji dapat dikurangi. Gambar 3.13 menunjukkan *sorption isotherm* dan kurva pengeringan kedelai (Li dkk., 2002).



Gambar 3.13. *Sorption isotherms* kedelai pada 303 K (Li dkk., 2002)



Gambar 3.14. Kurva karakteristik desorpsi kedelai (Li dkk., 2002)

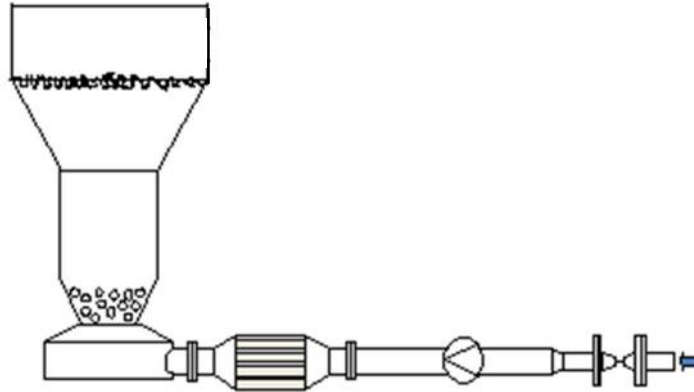
3.3.C Metode Penelitian

a. Bahan

Kedelai yang digunakan berasal dari Grobogan, Jawa Tengah. Kadar air sampel ditentukan dengan metode oven sesuai standar ASAE (ASAE, 1988). Untuk penentuan kadar air, 15 gram kedelai dikeringkan pada suhu 100°C selama 24 jam. Kadar air bahan dihitung menggunakan jumlah berat yang hilang setelah pengeringan di oven, dan kadar air dinyatakan dalam persentase basis kering (% b.k).

b. Prosedur Eksperimen

Alat eksperimen yang digunakan memiliki zona fluidisasi silindris dengan diameter dalam 10 cm dan panjang 50 cm, terbuat dari besi pada bagian bawah dan kaca di bagian atas. Blower menghisap air dari udara setelah sebelumnya melalui filter dan dehumidifier. Laju alir udara diukur dan diatur oleh *air flow meter controller*. Udara mengalir ke bagian fluidisasi melalui pemanas. Sebuah plat berlubang ditempatkan dibawah bagian fluidisasi. Udara yang didistribusikan dari heater akan mengalami kontak dengan partikel pada unggun fluidisasi. Celah untuk tempat masuk bahan terletak di bagian atas ruang fluidisasi, sementara celah keluar bahan terletak di bagian bawah. Pada celah keluaran bahan, kelembaban udara keluaran diukur.



Gambar 3.15. Skema alat pengering yang digunakan

Data yang diukur adalah data temperatur gas masuk dan keluar, kadar air gas masuk dan keluar, serta laju alir gas. Data-data yang lain yaitu berat sampel awal dan akhir, serta kadar air awal dan akhir sampel.

Kadar air padatan dapat dicari dengan rumus:

$$X(t) = X_0 - \frac{\dot{M}_g}{M_{s,dry}} \int_{t=0}^t (Y_{out}(t) - Y_{in}(t)) dt \quad (3.8)$$

sementara laju pengeringan dapat dicari dengan rumus:

$$\dot{m} = \frac{\dot{M}_g}{M_{s,dry}} \frac{\rho_p d_p}{6} (Y_{out}(t) - Y_{in}) \quad (3.9)$$

dengan $M_{s,dry}$ adalah massa padatan kering dan $\dot{M}_g$ adalah laju alir massa udara. Tabel 3.7 dibawah menunjukkan sifat fisik dan kondisi eksperimen.

Tabel 3.7. Sifat fisik dan kondisi eksperimen

Parameter	Nilai
Densitas padatan, ρ_s (kg/m ³)	1170
Densitas udara, ρ_a (kg/m ³)	1.103
Diameter partikel, d_p (mm)	6
Temperatur awal padatan (°C)	25
Kadar air awal padatan (b.k.) (kg/kg)	0.4
Tinggi unggun (m)	0.5

Lebar unggun (cm)	10
Kecepatan minimum fluidisasi (u_{mf}) (m/s)	1.7
Temperatur udara, T_{air} ($^{\circ}C$)	35; 40; 45
Relative humidity udara, RH (%)	60; 30; 15
Massa partikel unggun (kg)	0.2; 0.3; 0.4
Kecepatan superfisial udara, u_{air} (m/s)	7.6; 8.4; 9.1

c. Uji kualitas

- *Germination index* (Indeks perkecambahan)

Uji Standar Perkecambahan (ISTA, 1981) dilakukan untuk menentukan indeks perkecambahan. Uji ini dilakukan dengan mengatur 8 rangkai kedelai dari 50 buah biji di kertas germinasi, dimana kelembaban relatif dipertahankan pada nilai 100%. Kertas ini kemudian ditempatkan di ruangan pada $25^{\circ}C$. Perhitungan terakhir dari biji yang berkecambah dilakukan setelah 8 hari. Indeks perkecambahan dinyatakan dengan rasio antara biji yang berkecambah pada sampel bagian luar dan bagian dalam.

- *Vigor index* (Indeks kekuatan)

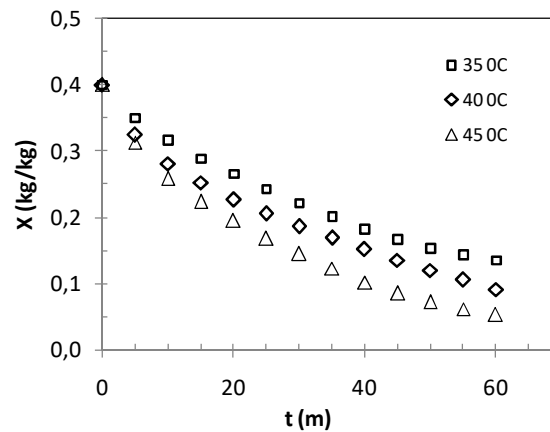
Accelerated Aging Test (Valenca, 1998) dilakukan untuk menentukan *vigor index*. Tes ini dilakukan dengan menempatkan sampel pada kondisi yang sulit sehingga mempercepat kerusakan sampel. 200 buah benih ditempatkan di ruangan pada $40^{\circ}C$ dan kelembaban relatif 100% selama 48 jam. Setelah periode ini selesai, akan dilakukan Uji Standar Perkecambahan pada benih dan *vigor index* dihitung dengan membagi jumlah benih yang berkecambah di sampel *outlet* dan *inlet*.

- Indeks benih tidak retak

Indeks benih tidak retak ditentukan dengan Uji Hipoklorit (Conceic, 1998). 2 sampel yang masing-masing berisi 100 benih direndam dalam larutan Natrium Hipoklorit 5%. Setelah 7 menit, jumlah benih yang tak retak dihitung. Indeks biji tidak retak ditentukan dengan membagi jumlah benih yang tidak retak pada sampel bagian luar dan bagian dalam.

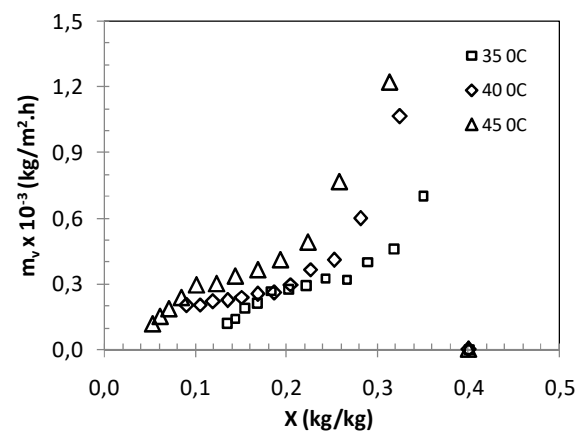
3.3.D Hasil Kurva Pengeringan

a. Pengaruh temperatur udara



Gambar 3.16. Kurva pengeringan kacang kedelai pada temperatur pengeringan yang berbeda dengan kelembaban relatif udara masuk 60%, massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s

Gambar 3.16 menunjukkan kurva pengeringan kacang kedelai pada temperatur pengeringan yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu kelembaban udara 14,3 g/kg, massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s. Dapat diamati bahwa temperatur udara memiliki pengaruh signifikan terhadap proses pengeringan. Kenaikan temperatur pengeringan akan meningkatkan laju pengeringan, sehingga proses pengeringan menjadi lebih cepat.

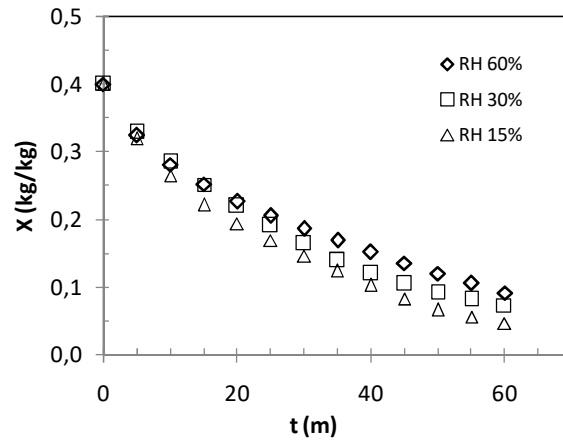


Gambar 3.17. Kurva hubungan kadar air dan kecepatan pengeringan kacang kedelai pada temperatur yang berbeda dengan kelembaban relatif udara masuk 60%, massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s

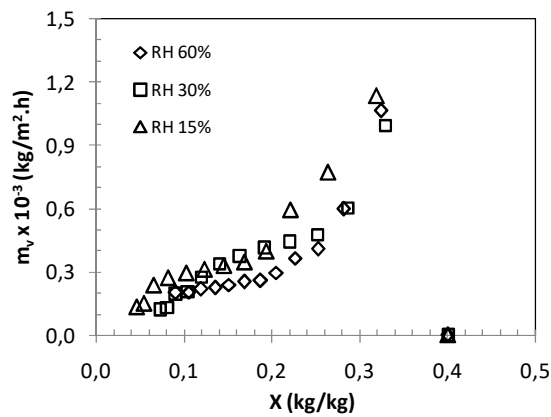
Gambar 3.17 menunjukkan kurva laju pengeringan kacang kedelai pada temperatur pengeringan yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu kelembaban udara 14,3 g/kg, massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s. Gambar tersebut menunjukkan bahwa laju pengeringan hanya menunjukkan periode penurunan, yang mengindikasikan bahwa difusi air didalam partikel mempengaruhi laju pengeringan. Pola hasil ini sesuai dengan pengamatan Barrozo (2006), Soponronnarit (2006), dan Silva (2012) dalam studi mengenai pengeringan konvektif pada kedelai. Namun, kurva laju pengeringan pada kadar air mendekati nol menunjukkan data yang tersebar, yang disebabkan oleh faktor keakuratan alat pengukur kelembaban udara yang digunakan.

b. Pengaruh kelembaban relatif udara

Gambar 3.18 menunjukkan kurva pengeringan kacang kedelai pada kelembaban relatif udara yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40⁰C, massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s. Dapat diamati bahwa kelembaban relatif udara mempengaruhi proses pengeringan, namun pengaruhnya kurang signifikan bila dibandingkan dengan temperatur pengeringan. Penurunan kelembaban relatif akan meningkatkan laju pengeringan dan proses pengeringan menjadi lebih cepat.



Gambar 3.18. Kurva pengeringan kacang kedelai pada kelembaban relatif udara yang berbeda pada temperatur udara 40^0C , massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s

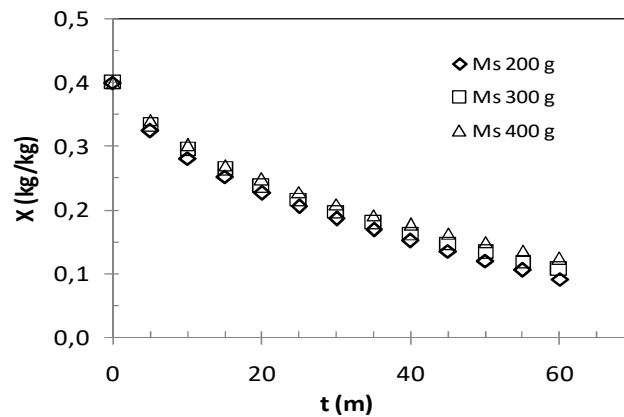


Gambar 3.19. Kurva laju pengeringan kacang kedelai pada kelembaban relatif udara yang berbeda pada temperatur udara 40^0C , massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s

Gambar 3.19 menunjukkan kurva pengeringan kacang kedelai pada kelembaban relatif udara yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40^0C , massa unggun partikel 0,2 kg, dan kecepatan udara 7,6 m/s.. Dapat diamati bahwa dengan menurunkan

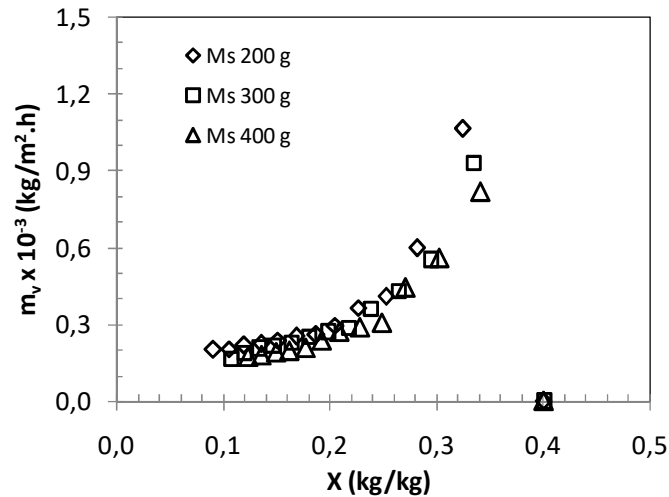
kelembaban relatif udara, kurva laju pengeringan akan meningkat, dikarenakan peningkatan *driving force* pada permukaan kedelai.

c. Pengaruh massa unggun



Gambar 3.20. Kurva pengeringan kacang kedelai pada massa unggun partikel yang berbeda pada temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan kecepatan udara 7,6 m/s.

Gambar 3.20 menunjukkan kurva pengeringan kedelai pada massa unggun partikel yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan kecepatan udara 7,6 m/s. Massa unggun sebesar 200, 300, dan 400 gram jika dikonversi sebagai tinggi unggun maka masing-masing menjadi 0,097 m, 0,142 m, dan 0,19 m. Tinggi bed tersebut cukup pendek bila dibandingkan dengan tinggi total dari ruang fludisasi yaitu 0,5 m. Dapat diamati bahwa massa unggun tidak berpengaruh terhadap proses pengeringan. Dapat dikatakan bahwa pencampuran pada unggun diasumsikan ideal. Pada massa unggun yang lebih besar, didapati waktu pengeringan yang sedikit lebih lama.

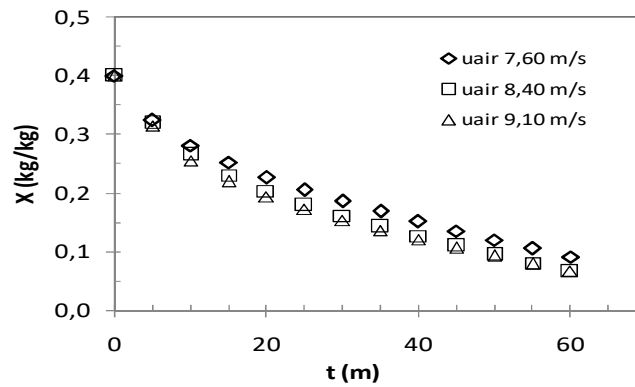


Gambar 3.21. Kurva laju pengeringan kacang kedelai pada massa unggun partikel yang berbeda pada temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan kecepatan udara 7,6 m/s

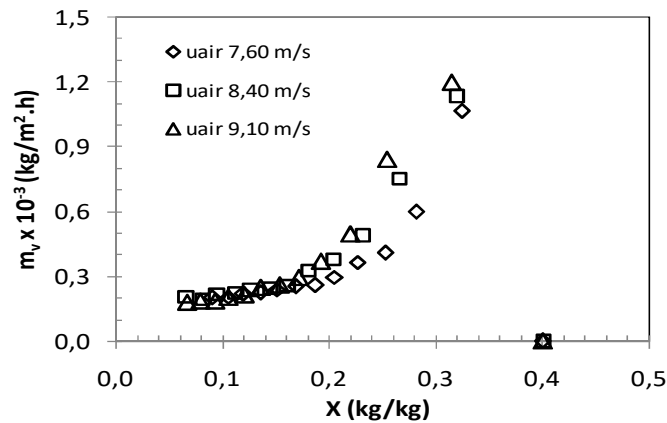
Gambar 3.21 menunjukkan kurva laju pengeringan kedelai pada massa unggun partikel yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan kecepatan udara 7,6 m/s. Dapat diamati bahwa peningkatan massa unggun tidak berpengaruh signifikan terhadap laju pengeringan.

d. Pengaruh kecepatan udara

Gambar 3.22 menunjukkan kurva pengeringan kedelai pada kecepatan udara yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan massa unggun partikel 0,2 kg. Dapat diamati bahwa kecepatan udara tidak berpengaruh signifikan terhadap proses pengeringan, membuktikan bahwa terjadi hambatan transfer massa di dalam partikel.



Gambar 3.22. Kurva pengeringan kedelai pada kecepatan udara yang berbeda pada temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan massa unggun partikel 0,2 kg



Gambar 3.23. Kurva laju pengeringan kedelai pada kecepatan udara yang berbeda pada temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan massa unggun partikel 0,2 kg.

Gambar 3.23 menunjukkan kurva laju pengeringan kedelai pada kecepatan udara yang berbeda, dengan kondisi eksperimen yang sama yaitu temperatur udara 40⁰C, kelembaban relatif udara masuk 60%, dan massa unggun partikel 0,2 kg. Menurut penjelasan gambar 3.22, kecepatan udara tidak berpengaruh signifikan terhadap proses pengeringan menggunakan pengering unggun fluidisasi. Namun pada gambar 3.23, ditunjukkan bahwa pada tingkat kadar air yang tinggi, ada

pengaruh kecepatan udara terhadap laju pengeringan dikarenakan persebaran pengukuran data kelembaban udara.

3.3.E Kualitas Benih

Dari hasil uji kualitas benih didapat indeks perkecambahan sebesar 95%. The test result of seed quality give the germination index 95%, *vigor index* 92%, dan indeks benih tidak retak 96%. Hasil ini tidak berbeda jauh dengan penelitian yang dilakukan Barrozo (2006). Menurut Barrozo (2006), temperatur udara dan laju alir udara yang rendah, serta nilai kelembaban udara yang tinggi menyebabkan peningkatan indeks perkecambahan dan *vigor index*. Pada kondisi kelembaban relatif udara yang tinggi, kecepatan udara rendah, dan laju alir padatan yang rendah, didapat peningkatan pada nilai indeks benih tidak retak.

Referensi:

- A/S Niro Atomizer, Copenhagen, Denmark (1978a). *Determination of wettability*. In I. H. Sørensen, J. Krag, J. Pisecky, & V. Westergaard (Eds.), *Analytical methods for dry milk products* (edisi keempat, halaman 26–27). Copenhagen: De Forenede Trykkerier A/S.
- A/S Niro Atomizer, Copenhagen, Denmark (1978b). *Determination of dispersibility*. In I. H. Sørensen, J. Krag, J. Pisecky, & V. Westergaard (Eds.), *Analytical methods for dry milk products* (edisi keempat, halaman 32–33). Copenhagen: De Forenede Trykkerier A/S.
- A/S Niro Atomizer, Copenhagen, Denmark (1978c). *Determination of particle density, content of occluded air and interstitial air*. In I. H. Sørensen, J. Krag, J. Pisecky, & V. Westergaard (Eds.), *Analytical methods for dry milk products* (edisi keempat, halaman 52–53). Copenhagen: De Forenede Trykkerier A/S.
- Adhikari, B., Howes, T., Bhandari, B. R., dan Troung, V. 2003. *Surface stickiness of drops of carbohydrate and organic acid solutions during convective drying: Experiments and modeling*. *Drying Technology*, 21(5), 839–873.

- Aichayawanich, S., Nopharatana, M., Nopharatana, A., Songkasiri, W. 2011, *Agglomeration mechanisms of cassava starch during pneumatic conveying drying*. Carbohydrate Polymers, 84, 292–298
- Al-Muhtaseb, A. H., McMinn, W., dan Magee, T. 2004. *Water sorption isotherm of starch powders Part 1: Mathematical description of experimental data*. Journal of Food Engineering, 61(3), 297–307
- AOAC. 2000. *Official methods of analysis* (17th ed.). Gaithersburg, MD, USA: Association of Official Analytical Chemists
- Aquerreta, J., Iguaz, A., Arroqui, C. dan Virseda, P. 2007. *Effect of high temperature intermittent drying and tempering on rough rice quality*. Journal of Food Engineering, 80(2), 611–618.
- ASAE Standards. ASAE S352.2 .1988. Moisture Measurement - Ungrounded Grain and Seeds; American Society of Agricultural Engineers (ASAE), Joseph, MI
- Aviara, N.A., Onuoha, L.N., Falola, O.E., dan Igbeka, J.C. 2014. *Energy and exergy analysis of native cassava starch drying in a tray dryer*. Energy, 73, 809-817
- Barrozo, M. A. S., Henrique, H. M., Sartori, D. J. M., & Freire, J. T. 2006. The use of the orthogonal collocation method on the study of the drying kinetics of soybean seeds. Journal of Stored Products Research, 42, 348-356.
- Bell, L. dan Touma, D. 1996. *Glass transition temperatures determined using a temperature-cycling differential scanning calorimeter*. Journal of Food Science, 61(4), 807–810.
- Bertuzzi, M.A., Armada, M., dan Gottifredi, J.C. 2003. *Thermodynamics analysis of water vapour sorption of edible starch based films*. Food Science Technology Institute, 9(2), 115–117.
- Bewley, J.D., dan Black, M. 1994.. *Seeds: Physiology and development and germination*. Edisi kedua. New York: Plenum Press.

- Boonyai, P., Bhandari, B., dan Howes, T. 2004. *Stickiness measurement techniques for food powders: A review*. Powder Technology, 145, 34–46.
- Brown, R.C., Rasberry, J.D., Overmann, S.P. 1998. *Microencapsulated phase-change materials as heat transfer media in gas-fluidized beds*. Powder Technology 98(3), 217–222.
- BSNI. 1987. *Standar Mutu Gabah*. Diakses dari <http://sisni.bsn.go.id/>. 20 Desember 2016
- Copeland, L.O., McDonald, M.B. 2001. *Seed drying*. In *Principles of Seed Science and Technology*. Kluwer Academic Publishers. Boston, MA, 2001, 268–275.
- Duarte, C. R., Vieira Neto, J.L., Lisboa, M.H., Santana, R.C., Barrozo, M. A.S., dan Murata, V.V. 2004. *Experimental study and simulation of mass distribution of the covering layer of soybean seeds coated in a spouted bed*. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 21(1), 59-67
- Estrada, J.A., Litchfield, J.B. 1993. *High humidity drying of corn: Effect on drying rate and product quality*. Drying Technology, 11, 65–84.
- Filho, R.S.C., Barrozo, M.A.S., Limaverde, J.R., Ataí de, C.H. 1998. *The use of a spouted in the fertilizer coating of soybean seeds*. Drying Technology, 16, 2049–2064.
- Fortienawati, M.A. 2015. *Modifikasi Dual Solar System Fotovoltaik Dan Termal Sebagai Pengeringan Produk Pangan (Menghitung Heat Loss pada Alat Pengering Jahe Ditinjau dari Variasi Penggunaan Media Panas)*. Tesis, Politeknik Negeri Sriwijaya.
- Foster, K.D., Bronlund, J.E., dan Pasterson, A.H.J. 2006. *Glass transition related cohesion of amorphous sugar powders*. Journal of Food Engineering, 77, 997–1006.
- Geldart, D. 1973. *Types of Gas Fluidization*, Powder Technology, 7, 285-292.

- George, R.A.T. 1999. *Vegetable seed production*. Edisi kedua. New York: CABI Publishing.
- Golmohammadi, M., Assar, M., Rajabi-Hamaneh, M., dan Hashemi, S.J. 2015. *Energy efficiency investigation of intermittent paddy rice dryer: Modeling and experimental study*. Journal of Food and Bioproducts Processing, 94, 275-283
- Gomes, M.S., Sinnecker, P., Tanaka, R.T., dan Lanfer-Marquez, U.M. 2003. Effect of harvesting and drying conditions on chlorophyll levels of soybean (*Glycine max* L. Merr). Journal of Agricultural and Food Chemistry, 51, 1634-1639.
- Groenewold, H. dan Tsotsas, E. 2007. *Drying in fluidized beds with immersed heating elements*. Chemical Engineering Science Journal, 62, 481-502.
- Haque, M., dan Roos, Y. (2004). *Water sorption and plasticization behavior of spraydried lactose/protein mixtures*. Food Engineering and Physical Properties, 69(8), 384–391.
- Hoover, R. 2001. *Composition, molecular structure, and physicochemical properties of tuber and root starches: A review*. Carbohydrate Polymers, 45, 253–267.
- Idawanni. 2015. *Panen dan pascapanen Padi Gogo*. Diakses dari <http://nad.litbang.pertanian.go.id/ind/index.php/info-teknologi/771-panen-dan-pascapanen-padi-gogo>. 20 Desember 2016
- Iguaz, A., Rodríguez, M., Vírveda, P. 2006. *Influence of handling and processing of rough rice on fissures and head rice yields*. Journal of Food Engineering, 77(4), 803–809.
- International Seed Testing Association (ISTA) (1985) International rules for seed testing. Seed Science and Technology 1985, 13, 299–355.
- Jaiboon, P., Prachyawarakorn, S., Devahastin, S. dan Soponronnarit, S. 2009. *Effects of fluidized bed drying temperature and tempering time on quality of waxy rice*. Journal of Food Engineering, 95(3), 517–524.

- Karbassi, A., Mehdizadeh, Z., 2008. *Drying rough rice in a fluidized bed dryer*. Journal of Agricultural Science and Technology, 10, 233–241.
- Kunze, O.R. 1979. *Fissuring of the rice grain after heated air-drying*. Transactions of the ASAE, 22, 1197–1202, 1207.
- Li dkk., 1999. *Study on rough rice fissuring during intermittent drying*. Drying Technology, 17(9), 1779–1793.
- Liu, D., Wu, Q., Chen, H., dan Chang, P.R. 2009. *Transitional properties of starch colloid with particle size reduction from micro- to nanometer*. Journal of Colloid and Interface Science, 339(1), 117–124
- Macchi, A., Bi, H., Legros, R., Chaouki, J., 1999. *An investigation of heat transfer from a vertical tube in a spouted bed*. Canadian Journal of Chemical Engineering 77, 45–53.
- Mensah, J.K., Nelson, G.L., Hamdy, M.Y., dan Richard, T.G. 1985. *A mathematical model for predicting soybean seedcoat cracking during drying*. Transactions of the ASAE, 28, 580-591.
- Mousa, W., Ghazali, F.M., Jinap, S., Ghazali, H.M. dan Radu, Son. 2012. *Sorption isotherms and isosteric heats of sorption of Malaysian paddy*. Journal of Food Science and Technology, 51(10), 2656–2663
- Parde, S.R., Kausal, R.T., Jayas, D.S., dan White, N.D.G. 2002. *Mechanical damage to soybean seed during processing*. Journal of Stored Products Research, 38, 385-394.
- Perdomo, J. Cova, A., Sandoval, A.J., García, L., Laredo, E., Müller, A.J. 2009. *Glass transition temperatures and water sorption isotherms of cassava starch*, Carbohydrate Polymers, 76, 305–313
- Poomsa-ad, N., Terdyothin, A., Prachyawarakorn, S., Soponronnarit, S. 2005. *Investigations on head-rice yield and operating time in the fluidised-bed drying process: experiment and simulation*. Journal of Stored Products Research, 41, 387–400.

- Prabowo. 2006. *Pengolahan Dan Pengaruhnya Terhadap Sifat Fisik Dan Kimia Serta Kualitas Beras*. Universitas Mulawarman.
- Prachayawarakorn, S., Poomsa-ad, N.; Soponronnarit, S 2005. *Quality maintenance and economy with high-temperature paddy-drying processes*. Journal of Stored Products Research, 41, 333–351.
- Rafiee, S., Keyhani, A., Sharifi, M., Jafari, A., Mobli, H., dan Tabatabaeefar, A. 2009. *Thin layer drying properties of soybean (Viliamz cultivar)*. Journal of Agricultural Science and Technology, 11, 289-300
- Rickard, J., Asaoka, M., dan Blanshard, J. 1991. *The physicochemical properties of cassava starch*. Tropical Science, 31, 189–207
- Roberts, E.H. (1981) Physiology of ageing and its application to drying and storage. Seed Science and Technology, 9, 359–372.
- Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Tia, W. dan Soponronnarit, S. 2005. *Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam*. Journal of Food Engineering, 71, 28–36
- Schwarzbach, J., 1989. *Selektive Trocknung in derWirbelschicht*. Dissertation, University of Karlsruhe.
- Silva dkk., 2012. *Experimental and numerical analysis of soybean meal drying in fluidized bed*. Journal of Powder Technology, 229, 61-70
- Sinnecker, P., Braga, N., Macchione, E.L.A., Lanfer-Marquez, U.M. 2005. *Mechanism of soybean (Glycinemax L. Merrill) degreening related to maturity stage and postharvest drying temperature*. Postharvest Biology and Technology, 38, 269-279
- Slade, L., dan Levine, H. (1988). *Structural stability of intermediate moisture foods. A new understanding*. In J.M.V. Blanshard dan J.R. Mitchell (Eds.), Food Structure: Its creation and evaluation (pp. 115–147). London: Butterworths
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. 1994. *Optimum Strategy For Fluidized Bed Paddy Drying*. Drying Technology Journal, 12(7), 1667-1686.

- Srinivas, G., Thamida, K.S., dan Setty, Y.P. 2015. *Simulation and validation of a model for a batch wall heated fluidized bed dryer*. Powder Technology Journal, 270, 368–377
- Suherman, Fajar, B., dan Purbasari, A. 2014. *Pengembangan teknologi unggul terfluidakan partikel inert untuk pemrosesan produk pertanian bentuk bubuk geldart grup c yang lebih efisien*. Penelitian Strategis Nasional 2014.
- Susanto, E.E., dan Wijaya, A.H. 2017. *Pengeringan Gabah Menggunakan Pengering Unggun Fluidisasi Batch dan Kontinyu dengan Pemanas Celup dan Waktu Tempering*. Penelitian. Univetsitas Diponegoro.
- Tang, H., Ando, H., Watanabe, K., Takeda, Y., dan Mitsunaga, T. 2000. *Some physicochemical properties of small-, medium-, and large-granule starches in fractions of waxy barley grain*. Cereal Chemistry, 77(1), 27–31.
- Tang, H., Ando, H., Watanabe, K., Takeda, Y., dan Mitsunaga, T. 2001. *Physicochemical properties and structure of large, medium and small granules starches in fractions of normal barley endosperm*. Carbohydrate Research, 330, 241–248.
- Thakur, A.K., Gupta, A.K. 2006. *Two stage drying of high moisture paddy with intervening rest period*. Energy Conversion and Management, 47, 3069–3083.
- Thomson, J.R. 1979. *Harvesting and drying*. In *An Introduction to Seed Technology*; Thomson, J.R., Eds.; Leonard Hill, Thompson Litho Ltd.: East Killbride, Scotland, 1979; 77–91
- Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Varanyanond, W., Tungtrakul, P., dan Saponronnarit, S. 2004. *Effect of Fluidized Bed Drying Temperature on Various Quality Attributes of Paddy*. Drying Technology, 22(7), 1731–1754, 2004
- Tohidi, M., Sadeghi, M., dan Torki-Harchegani, M. 2017. *Energy and quality aspects for fixed deep bed drying of paddy*. Journal of Renewable and Sustainable Energy Review, 70, 519-528

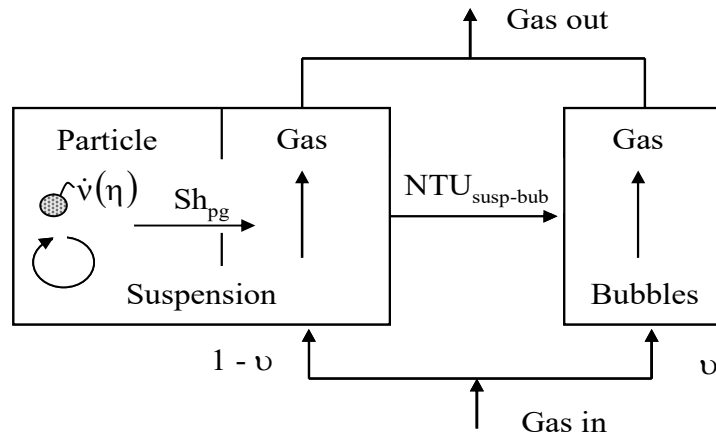
- Tomas, J. 2007. *Adhesion of ultrafine particles – A micromechanical approach*. Chemical Engineering Science, 62, 1997–2010
- Tonukari, N. 2004. *Cassava and the future of starch*. Electronic Journal of Biotechnology, 7(1), 5–8.
- Truong, V., Bhandari, B. R., Howes, T., dan Adhikari, B. 2004. *Glass transition behavior of fructose*. International Journal of Food Science and Technology, 39, 569–578.
- Tuyen, T.T., Truong, V., Fukai, S., Bhandari, B., 2009. *Effects of high-temperature fluidized bed drying and tempering on kernel cracking and milling quality of Vietnamese rice varieties*. Drying Technology 27, 486–494.
- Valenca, G.C. 1998 *Drying of seeds in concurrent and countercurrent flows*. Ph.D. Thesis, COPPE. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Brazil,

BAB IV: KAJIAN PEMODELAN DAN SIMULASI

4.1 Pemodelan Pengering Unggun Fluidisasi

Pemodelan pengeringan unggun terfluidakan disusun berdasarkan teori model dua fasa, yakni fasa *suspension* dan fasa *bubble* (Tsotsas, 1994; May, 1959). Gambar 4.1 memperlihatkan model dua fasa secara skematis, dengan asumsi dasar yaitu: (Groenewold, 2004; Suherman, 2007):

1. Pencampuran kembali sempurna antar partikel,
2. Adanya fasa *bubble*, yang tidak mengandung padatan, dan
3. Adanya perpindahan massa antara fasa *suspension* dan *bubble* (*active bypass*).



Gambar 4.1. Skema model pengering unggun terfluidisasi
Neraca massa untuk partikel dapat ditulis:

$$M_{s,dry} \frac{dX}{dt} = - \int_0^1 \dot{M}_{p-susp} d\zeta \quad (4.1)$$

Dimana $M_{s,dry}$ adalah massa total patikel kering dan M_{p-susp} adalah laju alir massa dari partikel ke fasa *suspension*. Variabal ζ adalah tinggi unggun dalam bentuk tak berdimensi.

$$\zeta = z/L_{bed} \quad (4.2)$$

Neraca massa untuk gas antara fasa suspensi dan fasa bubble

$$(1 - v)\dot{M}_g \frac{dY_{susp}}{d\zeta} = \dot{M}_{p-susp} - \dot{M}_{susp-bub} \quad (4.3)$$

$$v\dot{M}_g \frac{dY_{bub}}{d\zeta} = \dot{M}_{susp-bub} \quad (4.4)$$

Dimana v rasio gas melalui bubble terhadap total aliran gas, M_g .

Kinetika antara partikel-suspensi dan suspense-bubble adalah:

$$\dot{M}_{p-susp} = \dot{m}/A_{p-susp} \quad (4.5)$$

$$\dot{m} = \dot{v}(\eta)\rho_g\beta_g(Y^*(T_{AS}) - Y) \quad (4.6)$$

$$\dot{M}_{susp-bub} = \rho_g\beta_{susp-bub}A_{susp-bub}(Y_{susp} - Y_{bub}) \quad (4.7)$$

Dimana A_{p-susp} adalah luas area permukaan dari partikel ke suspensi (total luas permukaan partikel), dan $\dot{M}_{p-susp}$ laju alir massa partikel ke suspensi gas.

Selanjutnya tiga parameter harus dihitung yakni Sh_{pg} , $NTU_{susp-bub}$ dan v

Rasio bypass v

Rasio bubble terhadap total laju alir gas, v , dengan v_r menurut Hilligardt dan Werther, 1986 untuk Grup Geldart yang berbeda adalah:

$$v = v_r \frac{Re_0 - Re_{mf}}{Re_0} \quad (4.8)$$

Re_0 dan Re_{mf} adalah bilangan Reynolds pada kecepatan superfisial, dan minimal fluidisasi.

Laju alir bubble visibel dalam bentuk tak berdimensi, v_r , dihitung menurut:

$$\text{Grup A: } v_r = 0.8, \quad (4.9)$$

$$\text{Grup B: } v_r = \begin{cases} 0.67 & \text{if } \frac{L_{bed}}{d_{bed}} < 1.7 \\ 0.384 \frac{d_{bed}}{L_{bed}} + 0.34 \sqrt{\frac{L_{bed}}{d_{bed}}} & \text{if } 1.7 \leq \frac{L_{bed}}{d_{bed}} < 4.0 \\ 1 - 0.8946 \frac{d_{bed}}{L_{bed}} & \text{if } \frac{L_{bed}}{d_{bed}} \geq 4.0 \end{cases} \quad (4.10)$$

$$\text{Grup D: } v_r = \begin{cases} 0.26 & \text{if } \frac{L_{bed}}{d_{bed}} < 0.55 \\ 0.0478 \frac{d_{bed}}{L_{bed}} + 0.2333 \sqrt{\frac{L_{bed}}{d_{bed}}} & \text{if } 0.55 \leq \frac{L_{bed}}{d_{bed}} < 8.0 \\ 1 - 2.6724 \frac{d_{bed}}{L_{bed}} & \text{if } \frac{L_{bed}}{d_{bed}} \geq 8.0 \end{cases} \quad (4.11)$$

Definisi grup Geldart dengan d_p dalam m dan ρ dalam kg/m^3 :

Grup A:

$$[\rho_{p,dry}(1+X) - \rho_g] > |66.98d_p - 0.000768|^{-1}, \text{ or } d_p > 15 \times 10^{-6} \text{ m} \quad (4.12)$$

Grup B:

$$[\rho_{p,dry}(1+X) - \rho_g] d_p > 0.225 \quad (4.13)$$

Grup D:

$$[\rho_{p,dry}(1+X) - \rho_g] d_p^2 > 10^{-3} \quad (4.14)$$

Bilangan Sherwood Sh_{pg}

Bilangan Sherwood Sh_{pg} dihitung dengan rumus:

$$\text{Sh}_{pg} = \frac{\text{Re}_0 \text{Sc}}{A_{p-susp}/F_{bed}} \ln \left(1 + \frac{\text{Sh}_{Gnie} A_{p-susp}/F_{bed}}{\text{Re}_0 \text{Sc}} \right) \quad (4.15)$$

Dimana Sc adalah bilangan Schmidt number, dan F_{bed} adalah luas penampang melintang unggun, yang dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Sc} = \nu_g / \delta_g \quad (4.16)$$

$$\text{Re}_0 = u_0 d_p / \nu_g \quad (4.17)$$

$$u_0 = \dot{M}_g / (\rho_g F_{bed}) \quad (4.18)$$

$$\frac{A_{p-susp}}{F_{bed}} = 6(1 - \varepsilon) \frac{L_{bed}}{d_p} \quad (4.19)$$

$$L_{bed} = \frac{M_{s,dry}}{\rho_{p,dry} F_{bed} (1 - \varepsilon)} \quad (4.20)$$

$$\beta_g = \text{Sh}_{p-susp} \delta_g / d_p \quad (4.21)$$

$$\text{NTU}_{p-susp} = \frac{\text{Sh}_{p-susp} A_{p-susp}/F_{bed}}{\text{Re}_0 \text{Sc}} \quad (4.22)$$

Ekspansi unggun dihitung menggunakan rumus:

$$\varepsilon = (\text{Re}_0 / \text{Re}_{elu})^{1/b} \quad (4.23)$$

$$b = \frac{\ln(\text{Re}_{mf} / \text{Re}_{elu})}{\ln \varepsilon_{mf}} \quad (4.24)$$

$$\text{Re}_{mf} = 42.9(1 - \varepsilon_{mf}) \left\{ \sqrt{1 + \frac{\varepsilon_{mf}^3}{(1 - \varepsilon_{mf})^2} \frac{\text{Ar}}{3214}} - 1 \right\} \quad (4.25)$$

$$Re_{elu} = \sqrt{4Ar/3} \quad (4.26)$$

$$Ar = \frac{gd_p^3}{v_g^2} \cdot \frac{\rho_{p,dry}(1+X) - \rho_g}{\rho_g} \quad (4.27)$$

Sh_{Gnie} menurut Gnielinski (1997):

$$Sh_{Gnie} = (1 + 1.5(1 - \varepsilon_{mf})) Sh_{sp} \quad (4.28)$$

$$Sh_{sp} = 2 + (Sh_{lam}^2 + Sh_{turb}^2)^{\frac{1}{2}} \quad (4.29)$$

$$Sh_{lam} = 0.664 \sqrt{Re^* Sc}^{\frac{1}{3}} \quad (4.30)$$

$$Sh_{turb} = \frac{0.037(Re^*)^{0.8} Sc}{1 + 2.443(Re^*)^{-0.1} \left(Sc^{\frac{2}{3}} - 1 \right)} \quad (4.30)$$

$$Re^* = \frac{Re_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \quad (4.31)$$

Sh_{sp} adalah bilangan Sherwood number dari partikel tunggal bentuk bola, Sh_{lam} adalah bilangan Sherwood pada kondisi laminar, dan Sh_{turb} bilangan Sherwood pada kondisi turbulen.

Bilangan transfer unit NTU_{susp-bub}

Bilangan transfer unit dari suspensi gas ke fasa bubble NTU_{susp-bub} dihitung menggunakan:

$$NTU_{susp-bub} = \frac{\rho_g \beta_{susp-bub} A_{susp-bub}}{\dot{M}_g} = \frac{L_{bed}}{0.05 m} \quad (4.32)$$

Selanjutnya, model ini dituliskan dalam MS Excel.

Kinetika pengeringan partikel tunggal dapat dinyatakan dalam bentuk laju pengeringan. Kinetika tersebut dibuat dengan

membandingkan laju pengeringan normal versus kadar air normal. Laju pengeringan normal (v) didefinisikan sebagai hasil pembagian antara laju pengeringan aktual (m) dengan laju pengeringan pada periode pengeringan pertama (m_1):

$$\dot{v} = \frac{\dot{m}}{\dot{m}_1} \quad (4.40)$$

dan kadar air normal padatan (η) dirumuskan:

$$\eta = \frac{X - X_{eq}}{X_{cr} - X_{eq}} \quad (4.41)$$

dengan X_{eq} adalah kadar air ekuilibrium dan X_{cr} adalah kadar air kritis. Nilai dari v dan η berkisar antara 0 dan 1.

Perlu diingat bahwa pengeringan periode pertama dipengaruhi oleh gas dan periode pengeringan kedua dipengaruhi oleh padatan (pada $X < X_{cr}$). Dengan metode normalisasi kedua periode menjadi terpisah (Tsotsas, 1992).

Periode pengeringan pertama dapat dirumuskan:

$$\dot{m}_{v,1} = \beta_g \rho_g (Y^*(T_{wb}) - Y_\infty) \quad (4.42)$$

dimana β_g adalah koefisien transfer massa gas, ρ_g adalah densitas gas, $Y^*(T_{wb})$ adalah kadar air jenuh pada temperatur *wet bulb*, dan Y_∞ adalah kadar air ambien. Pada periode ini, kecepatan pengeringan adalah konstan, dan nilainya tergantung dari keadaan gas dan koefisien transfer massa.

Fluidized bed drying

Version from May 8, 2012

input parameters									
operation mode:		0		discontinuous		(possible: 0 to 2)			
drying air		apparatus		solids		indirect heating			
T _{in} [°C]	50,00	area [m ²]	0,0177	d [mm]	1,63E-02			0	
Y _{in} [g/kg]	18,24	holdup	1	ρ _{dry} [kg/m ³]	1114	A _{Wall} [m ²]		0	
p [Pa]	101582		0	X0 [kg/kg]	0,79	Per [m]		0	
V _{wet air} [m ³ /h]	25,00		0	Ms,wet [kg]	0,20	calculation			
M _g [kg/h]	25,00		0		0	Xend [kg/kg]		0,161440186	
	25					time step [s]		5	
model parameters				default (range)					
susp. gas	1				1 (1-2)	plug flow			
Bypass ratio	0		V =	0,80	2 (0-2)	give constant V			
NTUi	0		NTUi =	4	2 (0-2)	constant NTUi			
SHg	2			2,00	2 (0-3)	SHg from new model			
normalized drying curve									
X _{cr}	0,35	η		0,20	0,50	0,60	0,70	0,80	
X _{eq}	0	v		0,005	0,010	0,03	0,05	0,10	
number of values to be printed				50					
results									
calculation mode:		discontinuous							
Results of first calculation step:									
PSI	0,94	MA [kg/s]	0,0072	MSDRY [kg]	0,112				
RE0	0,36	U0 [m/s]	0,371						
REL	0,00	UL [m/s]	0,00020	REA	0,61	UA [m/s]	0,624		
HEIGHT [m]	0,099	dP [Pa]	111	SC	0,598				
NTUi	4,000	V	0,800	NYP	1,000				
SHg	0,001	NTUg	10,515	beta [m/s]	0,002				
no additional heater									
TAS [C]	29,44	YAS [g/kg]	27,12	TAin [C]	50,00	TAout [C]	29,97		
Time	X	Height	Yout	DR	TAout	NTUg	V		
[s]	[kg/kg]	[m]	[g/kg]	[kg/m ² h]	[Cels]	[-]	[-]		
0	0,78571	0,099	26,888	0,00602	29,97	10,515	0,800		
25	0,77191	0,100	26,888	0,00602	29,97	10,515	0,800		

Gambar 4.9. Simulator Pengering Unggun Fluidisasi

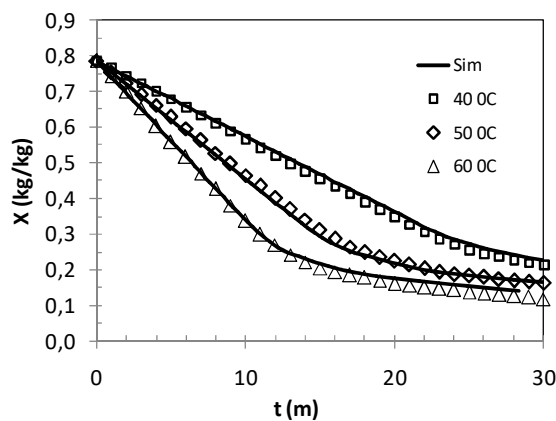
4.2 Simulasi Pengering Tapioka

Simulasi Batch Skala Laboratorium

Kegiatan eksperimental dilakukan untuk validasi simulator dan juga derivasi dari kinetika pengeringan partikel tunggal dari tepung tapioka. Proses ini dilakukan dengan membandingkan data eksperimen dalam pengeringan tepung tapioka secara batch dalam tiga kondisi suhu yang berbeda (40, 50, dan 60 °C), dengan data prediksi hasil simulasi. Tabel 10 menunjukkan kondisi eksperimen pengeringan skala batch tepung tapioka.

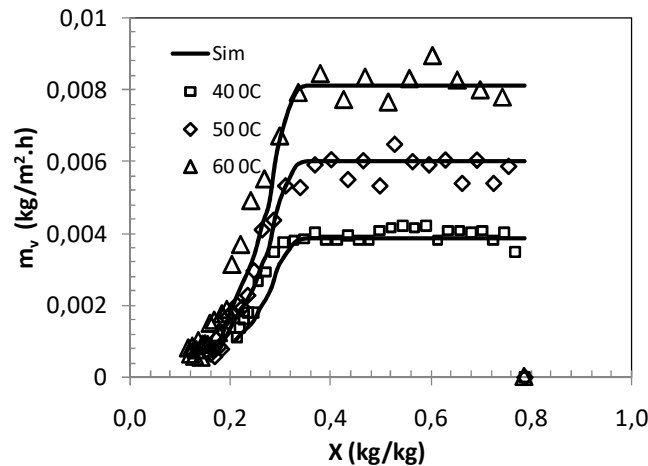
Tabel 4.1. Parameter untuk kondisi operasi eksperimen pengeringan skala batch

Parameter	Value
Densitas padatan, ρ_s (kg/m ³)	1,114
Densitas udara, ρ_g (kg/m ³)	1.063
Diameter partikel, d_p (mm)	0.0163
Temperatur awal padatan (°C)	25
Kadar air awal bahan (b.k.) (kg/kg)	0.79
Tinggi unggun (m)	0.103
Lebar unggun (cm)	15
Temperatur udara, T_{air} (°C)	40; 50; 60
Kelembaban udara, g/kg	18.24
Massa unggun partikel (kg)	0.2
Kecepatan fluidisasi minimum (u_{mf}) (m/s)	0.0002
Kecepatan elutriasi udara, u_e (m/s)	0.62
Kecepatan superficial udara, u_{air} (m/s)	0.38



Gambar 4.2. Perbandingan kurva pengeringan antara hasil eksperimen dan simulasi

Gambar 4.2 menunjukkan kesamaan hasil yang sangat baik antara hasil prediksi dan penukuran kadar air dalam padatan. Kadar air padatan di awal dan di akhir proses pengeringan berdasarkan hasil pengukuran menggunakan metode gravimetri (yaitu oven). Sementara itu, kadar air dalam padatan selama proses pengeringan dihitung dengan menggunakan persamaan.



Gambar 4.3 Perbandingan kurva laju pengeringan antara hasil eksperimen dan simulasi

Gambar 4.3 menunjukkan perbandingan kurva laju pengeringan antara hasil pengukuran dengan perhitungan memberikan ketepatan yang sangat baik. Kesamaan yang baik ditunjukkan pada kedua laju pengeringan pada kondisi kadar air padatan tinggi, dan kadar air padatan rendah. Dalam perhitungan, diprediksi kadar air kritis padatan 0,35 kg / kg. Hal ini juga menunjukkan bahwa laju pengeringan tepung tapioka mengandung periode laju pengeringan konstan dan periode laju menurun.

Simulasi Proses Kontinyu Sekala UKM

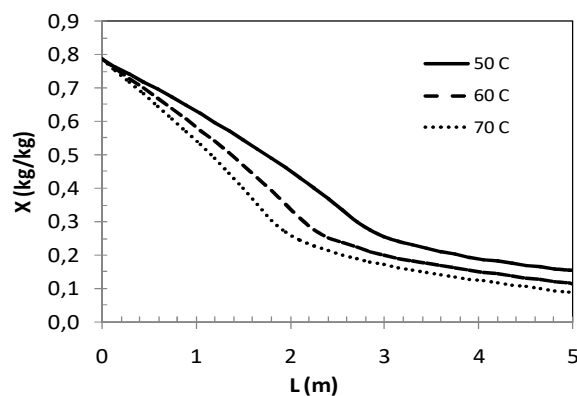
Bagian selanjutnya adalah desain pengering kontinyu untuk skala pabrik (UKM). Secara umum proses UKM tepung tapioka basah sebanyak 2 ton / hari atau 0,56 kg / s. Oleh karena itu, dalam hal ini akan dibuat untuk desain skala kontinyu fluidisasi udara dari 2 ton/jam. Ini berarti bahwa hanya dalam satu jam, produk bisa sebanyak 2 ton kering. Sehingga hasil dari desain ini dapat digunakan bersama oleh 10 UKM. Tabel 4.2 menunjukkan parameter desain pengering kontinyu.

Tabel 4.2. Parameter simulasi pengering kontinyu

Parameter		Value
Dryer	Length (m)	5
	Width (m)	1,5
Solid	Flow rate (kg/hour)	0.56; 0.83; 1.1
	Min. fluidization vel. (m/det)	0,0002
	Inlet moisture content (kg/kg)	0,78571
	Inlet temperatute (°C)	25
	Height of bed (m)	0,3
Air	Flow rate (kg/m ² s)	6000; 9000; 12000
	Temperature (°C)	50; 60; 70
	Humidity (g/kg)	18

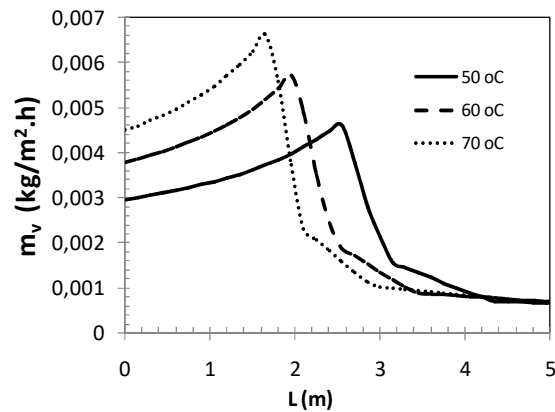
Adapun variabel-variabel yang dibahas adalah:

1. Pengaruh Suhu Udara



Gambar 4.4. Profil kadar air padatan sepanjang alat pengering karena pengaruh suhu

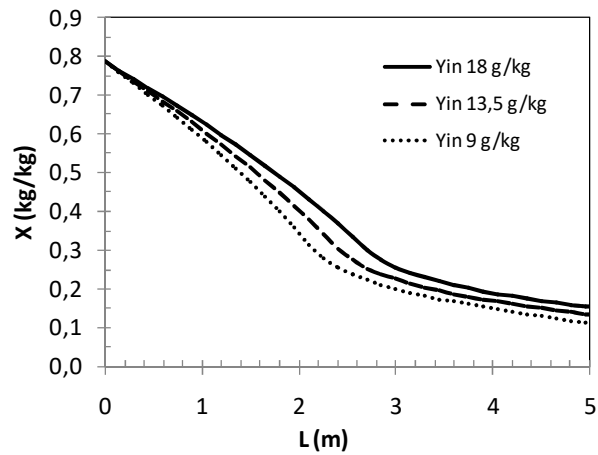
Gambar 4.4 menunjukkan pengaruh suhu udara pada profil laju pengeringan terhadap kadar air padatan. Peningkatan suhu udara pengering akan meningkatkan laju pengeringan. Di bagian keluaran pengering, laju pengeringan dari tiga suhu yang berbeda hampir mirip karena kadar air sisa padatan yang hampir mirip pula



Gambar 4.5. Profil dari laju pengeringan terhadap kadar air padatan karena pengaruh suhu

Gambar 4.5 menunjukkan pengaruh suhu udara pada profil laju pengeringan terhadap kadar air padatan. Peningkatan suhu pengeringan udara akan meningkatkan laju pengeringan. Di bagian keluaran pengering, laju pengeringan dari tiga suhu yang berbeda hampir mirip karena kadar air sisa padatan hampir mirip.

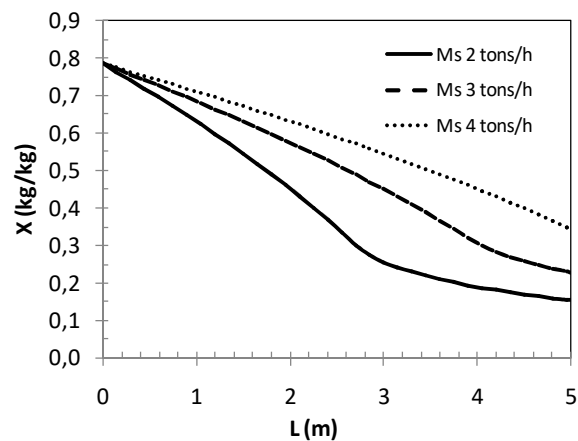
2. Pengaruh Kelembaban Udara.



Gambar 4.6. Profil kadar air padatan sepanjang pengering karena pengaruh kelembaban udara

Gambar 4.6 menunjukkan pengaruh kelembaban udara masuk pada profil kadar air padatan sepanjang pengering. Penurunan kelembaban udara akan meningkatkan laju pengeringan, sehingga kadar air sisa akan meningkat.

3. Pengaruh Laju Padatan Masuk

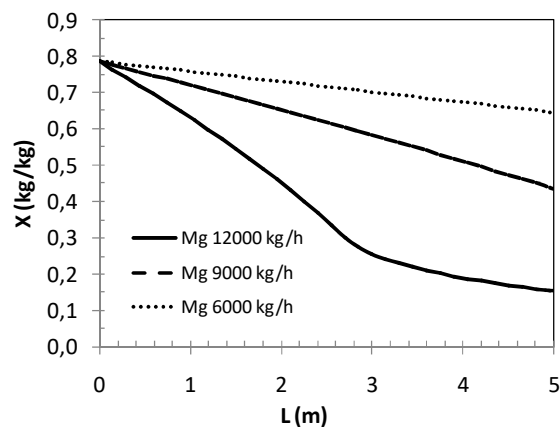


Gambar 4.7. Profil kadar air padatan sepanjang pengering karena pengaruh laju aliran padatan

Gambar 4.7 menunjukkan pengaruh laju alir masuk padatan (aliran massa tepung tapioka) terhadap profil kadar air padatan sepanjang pengering. Peningkatan laju alir padatan akan menurunkan laju pengeringan, sehingga kadar air sisa akan meningkat.

4. Pengaruh Laju Alir Udara

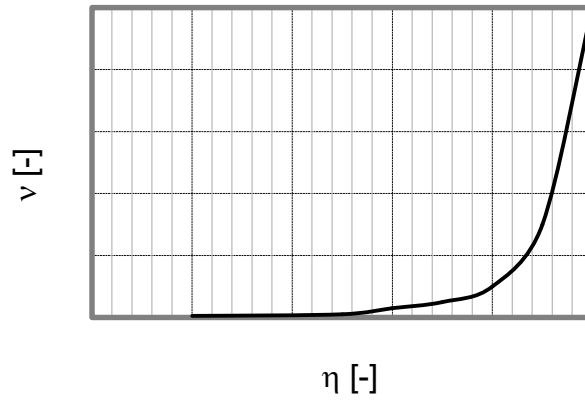
Gambar 4.8 dibawah menunjukkan pengaruh laju alir udara terhadap profil kadar air padatan sepanjang pengering. Peningkatan laju alir udara akan meningkatkan laju pengeringan, sehingga kadar air sisa akan berkurang.



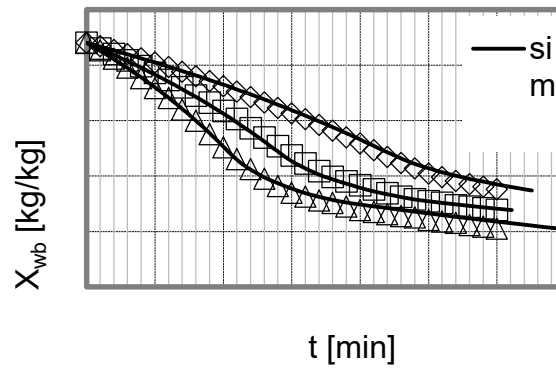
Gambar 4.8. Profil kadar air padatan sepanjang pengering karena pengaruh laju alir udara

Simulasi Derivasi Kinetika Partikel Tunggal

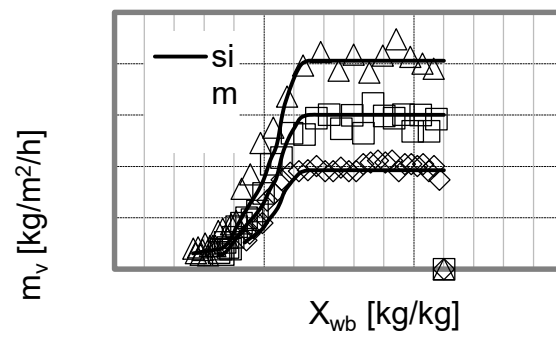
Dari data eksperimen diatas selanjutnya dilakukan simulasi untuk menurunkan kinetika pengeringan partikel tunggal. Adapun data-data hasil simulasi ditampilkan pada gambar-gambar dibawah ini.



Gambar 4.10. Kurva Normalisasi Pengeringan Tepung Tapioka dimana X_{cr} is 0.35



Gambar 4.11. Pengaruh suhu terhadap kadar uap air padatan hasil pengukuran dan simulasi pengeringan tepung tapioka dalam fluidized bed

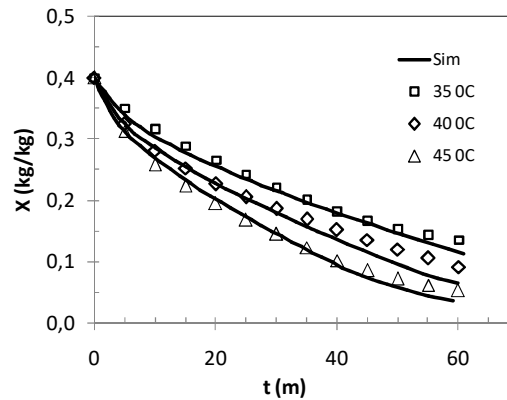


Gambar 4.12. Pengaruh suhu terhadap laju pengeringan hasil pengukuran dan simulasi pengeringan tepung tapioka dalam fluidized bed

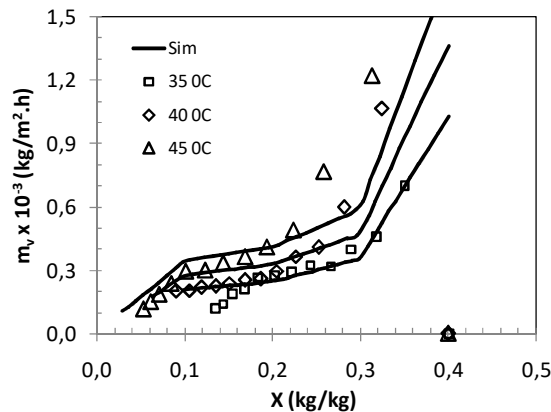
4.3 Pemodelan Pengeringan Kedelai

Simulasi Proses Batch Skala Laboratorium

Gambar 4.17 dan 4.18 menunjukkan bahwa hasil kurva pengeringan dan kurva laju pengeringan hasil pemodelan cocok dengan hasil eksperimen. Temperatur gas masuk digunakan sebagai parameter untuk menggambarkan pengaruhnya terhadap proses pengeringan. Dikarenakan kurva pengeringan yang telah dinormalisasi tidak bergantung pada kondisi luar, ini mengindikasikan bahwa metode normalisasi bekerja dengan baik. Perubahan laju pengeringan yang menyebabkan variasi temperatur di akhir proses pengeringan adalah proporsional terhadap perubahan laju pengeringan yang terjadi pada variasi temperatur gas pengering yang sama di periode pertama pengeringan.



Gambar 4.17. Perbandingan kurva pengeringan hasil eksperimen dan hasil pemodelan.



Gambar 4.18. Perbandingan kurva laju pengeringan hasil eksperimen dan hasil pemodelan.

Kurva pengeringan normalisasi partikel tunggal dan kadar air kritis diturunkan dari hasil pengukuran dengan pengaturan iterasi di software FLUBED. Semua hasil pengukuran hanya akan memberikan satu kurva pengeringan normalisasi dan nilai kadar air kritis (X_{cr}) 0,5. Adapun hasilnya tercantum pada tabel 4.7. Pada aplikasinya, diantara titik sudut dari kurva pengeringan normalisasi, dilakukan interpolasi secara linier.

Tabel 4.7. Kurva pengeringan normalisasi pada nilai X_{cr} 0,5

η	0,2	0,4	0,6	0,8	0,9	1
$\dot{v}$	0,06	0,07	0,10	0,30	0,4	1

Simulasi Kontinyu Skala Pilot

Selanjutnya dirancang desain simulasi pengering kontinyu untuk skala pabrik berkapasitas 500 kg/jam. Artinya, hanya dalam waktu 1 jam, sebanyak 500 kg produk dapat dikeringkan hingga kadar air dibawah 10%. Tabel 4.8 menunjukkan parameter desain dari rancangan pengering kontinyu tersebut. Pengeirng akan dioperasikan dengan tinggi unggun konstan 0,5 m.

Tabel 4.8. Parameter desain pengering kontinyu kapasitas 500 kg/jam

Parameter	Nilai
-----------	-------

Pengereng	Panjang (m)	5
	Lebar (m)	1,5
	Tinggi unggun (m)	0,5
Padatan	Laju alir (kg/h)	500
	Kadar air padatan masuk (kg/kg) (db)	0,40
Udara	Temperatur (°C)	35
	Kelembaban (kg/kg)	14,27
	Laju alir (kg/h)	100.000

Kemudian, data pada tabel 4.8 diinputkan ke software FLUBED, seperti tercantum pada gambar 4.19.

input parameters									
operation mode:		1		continuous (plug flow)		(possible: 0 to 2)			
drying air		apparatus		solids		indirect heating			
T_n [°C]	35,00	area [m ²]	7,5000	d [mm]	6,00E+00				0
Y_n [g/kg]	14,27	holdup	2	ρ_{dy} [kg/m ³]	1170	A_{wall} [m ²]			0
p [Pa]	101582	height [m]	0,5	X_{in} [kg/kg]	0,40	Per [m]			0
$V_{wet\ air}$ [m ³ /h]	100000		0		0,20	calculation			
M_g [kg/h]	100000	length [m]	5	$M_{s,in}$ [kg/s]	0,139				
						time step [s]			50

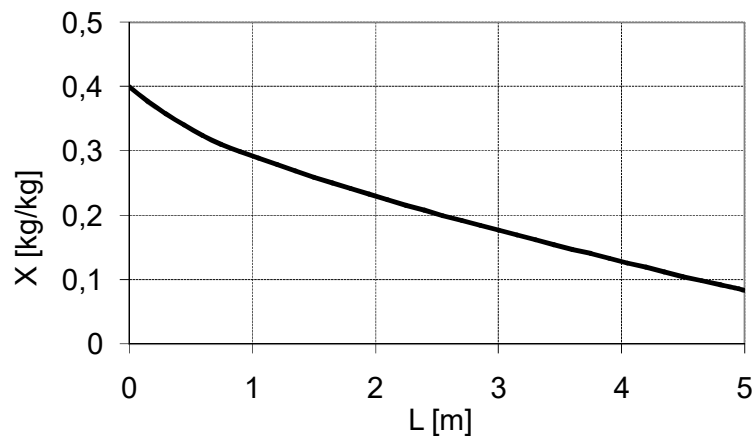
Gambar 4.19. Parameter input pada software FLUBED

Gambar 4.20 menunjukkan hasil perhitungan pada software FLUBED. Dapat dilihat bahwa material terfluidisasi dengan baik, karena kecepatan superfisial partikel (3,6 m/s) lebih tinggi dari pada kecepatan minimum fluidisasi (1,6 m/s), dan masih lebih rendah dari kecepatan elutriasi (10,7 m/s). Secara umum, kecepatan fluidisasi yang digunakan berada pada kisaran 2-4 kali kecepatan minimum fluidisasi.

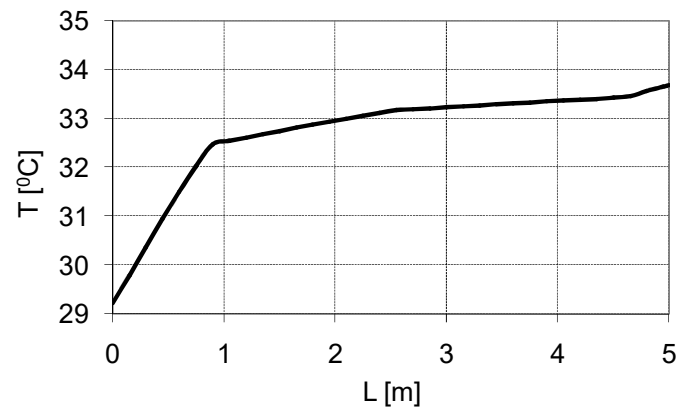
results							
calculation mode:		continuous (plug flow)					
Results of first calculation step:							
PSI	0,58	MA [kg/s]	30,1807	MSDRY [kg]	1840,032	TRES [s]	18938,85
RE0	1341,99	U0 [m/s]	3,609				
REL	635,79	UL [m/s]	1,70990	REA	3991,16	UA [m/s]	10,734
HEIGHT [m]	0,500	dP [Pa]	3369	SC	0,599		
NTUi	4,000	V	0,800	NYP	0,300		
SHg	10,271	NTJg	2,681	beta [m/s]	0,046		
no additional heater							
TAS [C]	23,68	YAS [g/kg]	19,08	TAin [C]	35,00	TAout [C]	29,22

Gambar 4.20. Hasil perhitungan software FLUBED

Selanjutnya, berdasarkan desain diatas, dapat diprediksi profil kadar air padatan disepanjang pengering (gambar 4.21). Disini kadar air padatan yang keluar dari pengering adalah 8%, sehingga masih memenuhi syarat kadar air dibawah 10%. Jika diinginkan, kadar air padatan dapat diturunkan lagi dengan meningkatkan laju alir udara atau temperatur udara.

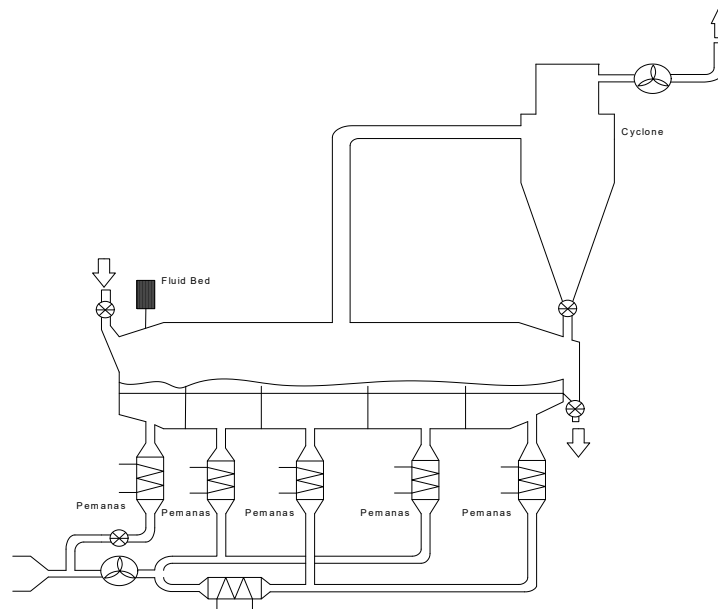


Gambar 4.21. Kurva kadar air padatan disepanjang pengering kontinyu



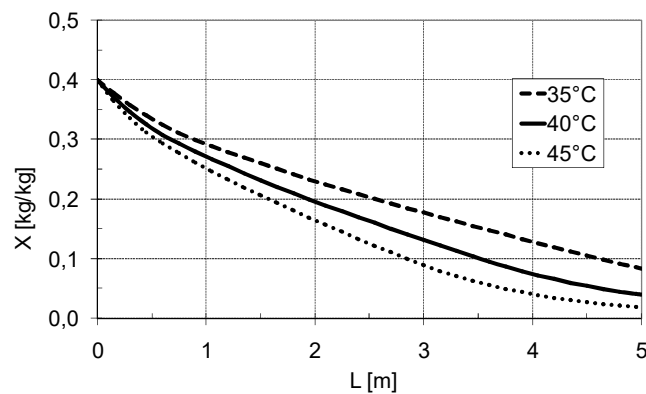
Gambar 4.22. Profil temperatur disepanjang pengering

Gambar 4.22 menunjukkan profil temperatur disepanjang pengering. Dapat diamati bahwa temperatur maksimum di bagian *output* adalah 33,7°C, dan pada temperatur ini kedelai berada pada kondisi aman.

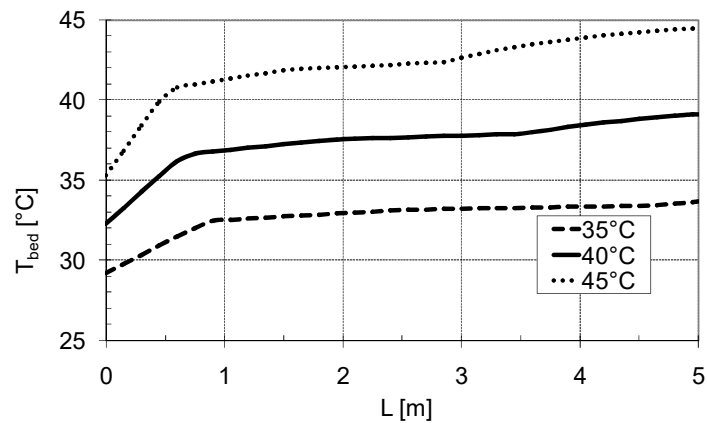


Gambar 4.23. Desain pengering unggun fluidisasi kontinyu untuk kedelai

Gambar 4.23 menunjukkan desain pengering kontinyu yang digunakan, dimana menggunakan beberapa *blower* dan *heater*. Bahan dimasukkan dari bagian kiri atas pengering melalui *feeder*. Selanjutnya, bahan akan mengalir dari kiri ke kanan menuju bagian *output* pengering. Sementara itu, dari bagian bawah, ada aliran udara yang akan memfluidisasi bahan. Di bagian atas sebelah kanan dan tengah terdapat *cyclone* yang berfungsi memisahkan bahan yang terbawa udara pengering keatas. Untuk meningkatkan aliran udara pengering, pada bagian *output* dari *cyclone*, dipasang *blower* yang berfungsi menghisap udara dari lingkungan.

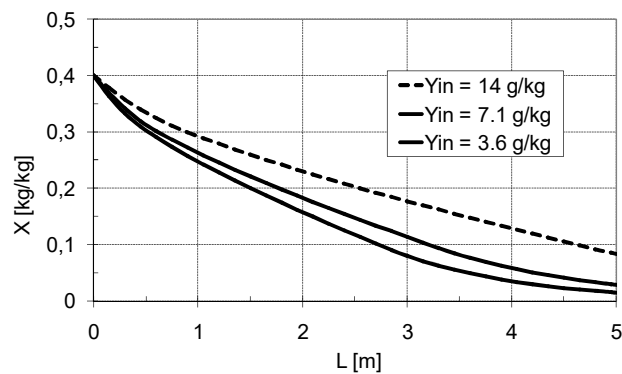


Gambar 4.24. Pengaruh temperatur terhadap profil kadar air disepanjang pengering

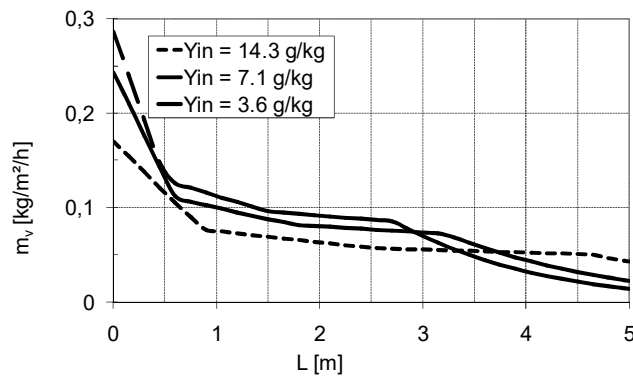


Gambar 4.25. Pengaruh temperatur udara pengering terhadap profil temperatur unggun disepanjang pengering

Gambar 4.24 dan 4.25 menunjukkan pengaruh temperatur udara pengering terhadap profil kadar air dan profil temperatur bed disepanjang pengering. Dapat disimpulkan bahwa kenaikan temperatur udara pengering akan meningkatkan laju pengeringan. Kadar air dapat diturunkan lebih jauh dengan meningkatkan temperatur udara pengering. Temperatur pada pengering lebih rendah dari 45°C , sehingga tidak menimbulkan kerusakan pada kedelai.



Gambar 4.26. Pengaruh kelembaban udara masuk terhadap profil kadar air disepanjang pengering



Gambar 4.27. Pengaruh kelembaban udara masuk terhadap profil laju pengeringan disepanjang pengering

Gambar 4.26 dan 4.27 menunjukkan pengaruh kelembaban udara masuk terhadap profil kadar air kedelai dan profil laju pengeringan disepanjang alat pengering. Dengan menurunkan kelembaban udara masuk, kadar air kedelai di bagian *output* pengering akan berkurang. Pada gambar 26 ditunjukkan bahwa laju pengeringan tercepat pada bagian *inlet* pengering terjadi ketika menggunakan nilai kelembaban udara masuk yang terendah. Akan tetapi, pada bagian *output* pengering laju pengeringan tercepat terjadi ketika menggunakan nilai kelembaban udara masuk yang tertinggi, dikarenakan pada saat itu kadar air kedelai masih tinggi.

Referensi:

- Ayensu, A. 1997. *Dehydration of food crops using a solar dryer with convective heat flow*, Solar Energy, 59, 121-126.
- Behera, G. dan Sutar, P.P., 2018, *A comprehensive review of mathematical modeling of paddy parboiling and drying: Effects of modern techniques on process kinetics and rice quality*. Trends in Food Science and Technology, 75, 206-230.
- Gnielinski, V., 1977, *Wärmeübertragung Partikel-Fluid in Durchströmten Haufwerken*. VDI-Wärmeatlas. Vol.8., Berlin: Springer, Section Gf1-Gf4
- Groenewold, H. 2004. *Wirbelschichttrocknung mit Indirekter Beheizung*. PhD-Thesis., Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg
- Kashaninejad, M., Mortazavi, A., Safekordi, A., dan Tabil, L.G., 2007, *Thin-layer drying characteristics and modeling of pistachio nuts*. Journal of Food Engineering, 78, 98-108
- May, W.G. 1959. *Fluidized-Bed Reactor Studies*. Chemical Engineering Progress, 1959. 55: pp. 40-56
- Menges, H., dan Ertekin, O.C. 2006. *Mathematical modeling of thin layer drying of Golden apples*. Journal of Food Engineering, 77, 119-125.

- Dhanushkodi, S., Wilson, V.H., Sudhakar, K. 2017, *Mathematical modeling of drying behavior of cashew in a solar biomass hybrid dryer*. Resource-Efficient Technologies, 3, 359-364.
- Shen, F., Peng, L., Zhang, Y., Wu, J., Zhang, X., Yang, G., Peng, H., Qi, H., Deng, S., 2011, *Thin-layer drying kinetics and quality changes of sweet sorghum stalk for ethanol production as affected by drying temperature*. Industrial Crops and Products, 34, 1588-1594.
- Suherman. 2007. *Drying Kinetics of Granular and Powdery Polymers*, ISBN: 978-3-939665-63-2, Docupoint Verlag, Magdeburg, Germany
- Suherman, Fajar, B., dan Purbasari, A. 2014. *Pengembangan teknologi unggul terfluidakan partikel inert untuk pemrosesan produk pertanian bentuk bubuk geldart grup c yang lebih efisien*. Penelitian Strategis Nasional 2014.
- Suherman, Fajar, B., Satriadi, H., Yuariski, O., Nugroho, R.S., Shobib, A., 2012, *Thin Layer Drying Kinetics of Roselle*. Advance Journal of Food Science and Technology, 4, 51-55.
- Susanto, E.E. dan Wijaya, A.H. 2017. *Pengeringan Gabah Menggunakan Pengering Unggun Fluidisasi Batch dan Kontinyu dengan Pemanas Celup dan Waktu Tempering*. Penelitian. Universitas Diponegoro
- Tatemoto, Y, Mibu, T., Yokoi, Y. dan Hagimoto, A. 2015. *Effect of freezing pretreatment on the drying characteristics and volume change of carrot immersed in a fluidized bed of inert particles under reduced pressure*. Journal of Food Engineering.176, 150-157
- Togrul, I.T. dan Pehlivan, D. 2002. *Mathematical modeling of solar drying of apricots in thin layers*. Journal of Food Engineering, 55, 209-216.
- Tsotsas, E., 1992, *Measurement and Modelling of Intraparticle Drying Kinetics: A Review*. Drying, 92, 17-41
- Tsotsas, E. 1994. *From Single Particle to Fluid Bed Drying Kinetics*. Drying Technology, 12(6), 1401-1426

- Wang, Z., Sun, J, Liao, X., Chen, F., Zhao, G., Wu, J., Hu, X. 2007. *Mathematical modeling on hot air drying of thin layer apple pomace*. Food Research International, 40, 39-46
- White, G.M., Ross, I.J., Ponekert, R., 1981. *Fully exposed drying of popcorn*. Tran. ASAE, 24, 466-468

FASTINDO
MAKE U EASY

PENERBIT FASTINDO

Jl. Prof. Sudarto, LPPU II No. 12 A
Tembalang, Semarang
Telp. (024) 764 805 90

ISBN 978-602-6627-27-8

