



A 284

A 284

001-27-89

DP/BPPI/BISB/143/88

PERPUSTAKAAN DOKUMENTASI DAN INFORMASI
BALAI INDUSTRI SURABAYA

NO: 171 / 5 / BALAI RISET
DAN STANDARISASI INDUSTRI

PEMBUATAN PERENCANAAN
ALAT PENDINGER TAPIOKA

DISPERPUSIP JATIM

PERPUSTAKAAN

Tgl :

Parah

BADAN PENELITIAN DAN PENGEMBANGAN INDUSTRI
BALAI PENELITIAN DAN PENGEMBANGAN INDUSTRI SURABAYA
JL. JAGIR WONOKROMO 360 TELP. 816612 SURABAYA

DAFTAR ISI

Halaman :

KATA PENGANTAR	i
R I N G K A S A N	ii
DAFTAR ISI	iii
B A B I. : P e n d a h u l u a n	1
B A B II. : T i n j a u a n P u s t a k a	3
II.1. I n d u s t r i T a p i o k a	3
II.2. P r o s e s P e n g e r i n g a n	5
II.3. M e k a n i s m e P e n g e r i n g a n Z a t P a d a t	9
II.4. P e m a n a s a n T a h a n a n L i s t r i k	14
B A B III : M e t h o d a P e n e l i t i a n	16
B A B IV : H a s i l d a n P e m b a h a s a n	17
B A B V : K e s i m p u l a n d a n S a r a n	22
DAFTAR PUSTAKA	23
L A M P I R A N	

KATA PENGANTAR

Dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah S.W.T. maka penelitian dan penyusunan laporan ini telah selesai dilakukan.

Laporan penelitian ini adalah pertanggung jawaban dari penelitian Pembuatan Perencanaan Alat Pengering Tapioka, yang merupakan kegiatan Proyek Balai Penelitian dan Pengembangan Industri Surabaya untuk Anggaran Tahun 1987 / 1988.

Kami menyadari bahwa laporan ini belum sempurna, oleh sebab itu kami menerima dengan senang hati saran dan kritik yang membangun dari pembaca.

Akhirnya pada kesempatan ini perkenankanlah kami mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu kami sehingga tugas ini dapat diselesaikan.

Semoga laporan ini dapat bermanfaat.

Surabaya, Maret 1988

Penulis

Ir. Mulyaningsih

R I N G K A S A N

Penelitian pembuatan perencanaan alat pengering tapioka telah dilakukan. Alat pengering ini menggunakan elemen listrik sebagai sumber energi yang akan menghasilkan tenaga panas yang diperlukan untuk menurunkan kandungan air dari tepung tapioka.

Hasil perhitungan perencanaan alat pengering, adalah :

- Jumlah tray : 4 buah
- Ukuran tray : 80 cm x 70 cm
- Jarak tiap tray : 20 cm
- Jarak tray kebawah (dasar) : 30 cm
- Tinggi dinding pengering : 93,5 cm
- Kapasitas pati basah : 50 kg/bateh.

Berdasarkan hasil perhitungan, maka waktu yang diperlukan untuk menurunkan kandungan air dari $\pm 47,89\%$ menjadi $\pm 10,46\%$ adalah 4,1096 jam, dengan suhu pengeringan 60°C .

BAB I
P E N D A H U L U A N

Tapioka merupakan produk setengah jadi, dimana tapioka banyak digunakan dalam berbagai industri, baik sebagai bahan baku maupun bahan penolong. Di Jatim. jumlah industri kecil tapioka ± 813 unit usaha yang terdapat diberbagai daerah seperti, Malang, Kediri, Blitar, Tulungagung, Nganjuk dan lain-lain.

Pada industri kecil tapioka untuk proses pengeringan masih menggunakan peralatan yang cukup sederhana yaitu menggunakan naman/para-para dari bambu yang langsung dikeringkan dibawah sinar matahari, sebagai sumber panas yang akan menghasilkan tenaga panas.

Pengeringan merupakan salah satu langkah prosesing yang mempengaruhi mutu dan rendemen tapioka.

Tapioka yang dihasilkan oleh industri kecil dalam bentuk granular dan warnanya kurang putih.

Industri kecil tapioka adalah industri kecil tradisional yang padat karya dan jumlahnya cukup banyak, sehingga apabila dibina dan dikembangkan maka akan mempunyai efek penyerapan tenaga dan dapat membantu cita-cita pemerataan pembangunan.

Dari penelitian ini diharapkan dapat dibuat alat pengering yang berdasarkan hasil perhitungan perencanaan alat pengering tapioka.

Dengan demikian alat pengering ini dapat dipakai oleh industri kecil, sehingga mutu tapioka yang dihasilkan dapat ditingkatkan.

Dalam penelitian ini untuk proses pengeringan suhunya dibuat rata-rata 60°C, apabila terlalu tinggi akan terjadi gelatinisasi dan dapat menimbulkan kerusakan pada tepung tapioka.

Alat pengering yang direncanakan adalah type design tray drier (tray & Compartement dryer).

Keuntungan menggunakan alat pengering buatan :

- Mutu dan rendemen tapioka dapat ditingkatkan sehingga pemasarannya akan lebih luas.
- Industri kecil tapioka dapat mengembangkan usahanya.
- Pada waktu musim penghujan, proses pengeringan dapat berlangsung terus.
- Waktu yang diperlukan untuk pengeringan tidak terlalu lama.
- Membantu mengamankan hasil lepas panen karena dalam bentuk tepung tapioka, lebih tahan lama apabila dibanding dalam bentuk singkong.

DISPERPUSIP JATIM

BAB II

TINJAUAN PUSTAKAII.1. Industri Tapioka

Tapioka mempunyai dua peran utama yaitu sebagai bahan makanan yang merupakan salah satu sumber karbohidrat dan sebagai bahan baku atau bahan penolong, misalnya : Industri tekstil, Industri glukosa, - Industri kertas dan lain-lain.

Ditinjau dari cara pengolahan dan jenis peralatannya industri tapioka dibedakan menjadi 3 (tiga) kelompok :

1. Industri Kecil

Teknologi maupun peralatan yang digunakan masih sangat sederhana. Hampir seluruh kegiatan mulai dari pengupasan ketela sampai dengan pengeringan dikerjakan oleh tenaga manusia.

Produk dari industri kecil berupa butiran tapioka kasar. Kapasitas ketela yang diolah dibawah 0,5 ton/hari.

2. Industri Menengah

Pada kelompok industri menengah ini sudah menggunakan mesin untuk sebagian proses produknya, misalnya : proses pamarutan dan penggilingan. Proses pamarutan sudah tidak dikerjakan oleh tenaga manusia, tetapi menggunakan mesin pamarut ketela :

Sedangkan untuk proses penggilingan sudah dilakukan secara mekanis. Kapasitas ketela yang diolah antara 1 s/d. 20 ton / hari.

3. Industri Besar

Untuk kelompok ini, mulai dari proses pengupasan ketela sampai menjadi tepung halus dan pengepakan dikerjakan secara mekanik.

Dengan demikian waktu yang diperlukan untuk proses sangat singkat dan tenaga yang dibutuhkan relatif sedikit.

Kapasitas ketela yang diolah \pm 100 ton/hari. Industri besar ini banyak dijumpai didaerah Lampung Selatan.

Secara garis besar, urutan proses pembuatan tapioka yang dikerjakan oleh industri kecil sebagai berikut :

1. Pengupasan dan pencucian ketela.

Pengupasan dilakukan oleh tenaga manusia dengan menggunakan pisau khusus untuk mengupas ketela. Kemudian dicuci untuk menghilang-

kan kotoran yang menempel. Tetapi ada juga yang tanpa dilakukan pencucian, setelah ketela dikupas langsung diparut. Proses pengupasan kulit yang terbangun $\pm 10\%$ dari berat kotor ketela.

2. P e m a r u t a n

Pemarutan ini dimaksudkan untuk memecahkan sel-sel dari umbi ketela, dengan demikian butir-butir pati didalam sel akan mudah terlepas. Pada saat ini banyak pengrajin yang melakukan pemarutan dengan mesin pamarut. Tidak semua sel akan pecah dalam proses pemarutan, tergantung dari sistim dan spesifikasi alat pamarut. Sedangkan rendemen yang dihasilkan,, antara lain tergantung pada proses pemarutannya, semakin kecil ukuran ketela hasil parutan maka semakin tinggi rendemennya karena pati yang terekstrak semakin banyak.

3. Pengambilan dan pemisahan pati

Pengambilan pati dari ketela yang telah diparut dilakukan dengan cara ekstraksi menggunakan air. Ketela parut diletakkan diatas saringan kasa yang tepinya diberi bingkai dan biasanya berbentuk empat persegi panjang. Dengan menambahkan air sedikit demi sedikit dilakukan pemerasan dengan tangan. Pati yang tersuspensi dalam air melewati saringan dan ditampung didalam bak dibawahnya. Sedangkan ampasnya akan tertahan diatas saringan. Proses penyaringan ini akan dihentikan apabila air yang lewat saringan sudah agak jernih dan diperkirakan pati sudah tersuspensi semua.

Pada industri menengah pengambilan pati dilakukan dengan saringan getar yang bergerak secara mekanik, dan untuk industri besar menggunakan ekstraktor yang terdiri dari beberapa unit yang dipasang secara seri. Pemisahan dilakukan secara bertahap dan berkali-kali untuk mendapatkan rendemen yang tinggi.

Pemisahan pati dari airnya dilakukan oleh industri kecil dengan cara pengendapan. Pengendapan dilakukan dalam bak-bak pengendap kayu/beton atau bejana/panci-panci. Cara ini banyak dilakukan oleh industri kecil karena mudah dan murah.

Proses pengendapan dapat dilakukan secara batch maupun kontinyu.

4. Pengeringan Pati

Setelah waktu pengendapan dianggap cukup, maka cairan bening yang ada diatas endapan dibuang dengan jalan mengalirkan melalui lubang-lubang pengeluaran dinding bejana/bak pengendap.

Endapan diambil dengan alat pengering, kemudian diletakkan diatas nampan/tikar dari bambu kemudian dijemur dibawah sinar matahari.

5. Penggilingan

Pati yang telah kering dilakukan penggilingan dan penyaringan/diayak. Pada umumnya industri kecil tidak mempunyai alat penggiling dan biasanya pengrajin menjual produknya dalam bentuk butiran kasar (granular) untuk industri menengah dan industri besar dilakukan penggilingan menjadi tepung halus.

II.2. Proses Pengeringan Pati

Pada prinsipnya proses pengeringan adalah terjadinya penguapan air yang disebabkan oleh perbedaan kandungan uap air antara udara dengan pati yang dikeringkan. Disini udara mempunyai kandungan uap air yang lebih kecil dari pati atau lembab nisbi udara cukup rendah sehingga dapat menghisap uap air dari pati yang dikeringkan. Salah satu faktor yang dapat mempercepat proses pengeringan adalah angin atau udara yang mengalir. Tujuan proses pengeringan adalah mengurangi kadar air pada bahan sampai batas dimana perkembangan mikroorganisme yang menyebabkan pembusukan terhambat, demikian juga perubahan-perubahan akibat enzim-enzim sehingga bahan dapat disimpan cukup lama. Menurut Broutlecht, kadar air untuk pati ketela yang terbaik antara 10 % - 13½ %, tetapi pada umumnya kadar air 14½ % - 17 % dianggap cukup baik. Kadar air yang terlalu tinggi akan memudahkan tumbuhnya cendawan/jamur serta bau, sehingga akan mempengaruhi kualitas dari tepung.

Ada 2 (dua) macam cara pengeringan :

1. Pengeringan dengan sinar matahari
2. Pengeringan buatan.

ad.1. Pengeringan dengan sinar matahari

Matahari merupakan sumber panas yang murah, industri kecil tapioka sebagian besar banyak menggunakan cara ini.

Keuntungannya :

- Adanya reaksi pemutihan dari ultra violet dari cahaya matahari
- Caranya sangat sederhana dan peralatan yang digunakan sangat - murah.

Kerugian :

- Tergantung pada musim dan cuaca
- Memerlukan tempat yang luas
- Timbulnya kotoran-kotoran yang disebabkan oleh debu.

Selama terjadi proses pengeringan, tetapi kesulitan-kesulitan ini mungkin dapat diatasi dengan cara menggunakan pengering buatan, misal : dari plastik.

Endapan pati besar diremah-remah, disebabkan pada ayaman bambu /- para-para (widig) dikeringkan dibawah sinar matahari.

Kalau sudah kering pati diambil, kemudian digiling dan disaring atau diayak.

ad.2. Pengeringan buatan

Untuk mengatasi kesulitan-kesulitan dan kerugian yang terjadi pada saat proses pengeringan dengan sinar matahari, maka dicari jalan keluar dengan cara pengeringan buatan. Untuk cara ini industri kecil belum banyak dilakukan, tetapi kebanyakan dengan cara pengeringan sinar matahari.

Keuntungan :

- Diperoleh hasil dengan kadar air yang serendah mungkin.
- Tidak tergantung pada musim dan cuaca, sehingga proses pengeringan dapat dilakukan terus menerus tanpa adanya sinar matahari
- Tidak memerlukan tempat yang luas.

Kerugian :

- Biayanya lebih mahal.

Dalam proses pengeringan pati, harus dijaga pengeringan yang terbaik yaitu tidak melebihi 60°C , dan apa bila terlalu tinggi ($62^{\circ}\text{C} - 70^{\circ}\text{C}$) akan terjadi proses gelatinisasi.

Macam-macam Alat Pengering Buatan :

1. Chamber drier
2. Tunnel drier
3. Belt drier
4. Drum drier
5. Pneumatic drier

ad.1. Chamber drier

Merupakan suatu ruangan dimana didalamnya terdapat rak-rak. Nampun-nampun yang berisi pati basa disusun dalam rak-rak tersebut. Pengeringan dilakukan oleh udara pengering. Udara sebelum masuk ke dalam ruang pengering dipanaskan terlebih dahulu. Pengaliran udara dapat dilakukan oleh kipas atau blower atau tarikan cerobong. Cara pengeringan ini banyak digunakan pada industri menengah tapioka.

ad.2. Tunnel drier

Tunnel drier merupakan suatu pengering berbentuk terowongan, dimana pati basah yang akan dikeringkan dilakukan melalui terowongan. Pati basah disusun dalam rak-rak pengering yang berupa lori atau diletakkan diatas belt yang dijalankan dalam terowongan. Bersamaan dengan itu dijalankan pula udara pengering.

ad.3. Belt Drier

Belt drier merupakan drier kontinue, yang terdiri dari ban berjalan. Pati basah diletakkan diatas ban yang didalamnya dialirkan udara panas. Pemanas dapat berupa pipa uap air yang dipasang diantara belt.

ad.4. Drum drier

Alat ini hanya berbentuk drum yang berputar, dimana didalamnya dipanasi dengan steam. Drum drier ditutup dengan silinder yang berputar lambat dan material dihembuskan terus menerus, sebab drum akan membentuk sudut yang sangat kecil/sempit. Dengan pemutaran tadi maka akan dikontakkan dengan slurry yang akan dikeringkan.

Proses berjalan secara kontinue, slurry yang menempel pada drum dan sambil berputar mengalami pengeringan dalam waktu tertentu. Pada saat tertentu slurry yang sudah kering akan diambil dengan pisau sehingga akan terlepas dan ditampung dalam suatu conveyer untuk diproses lebih lanjut.

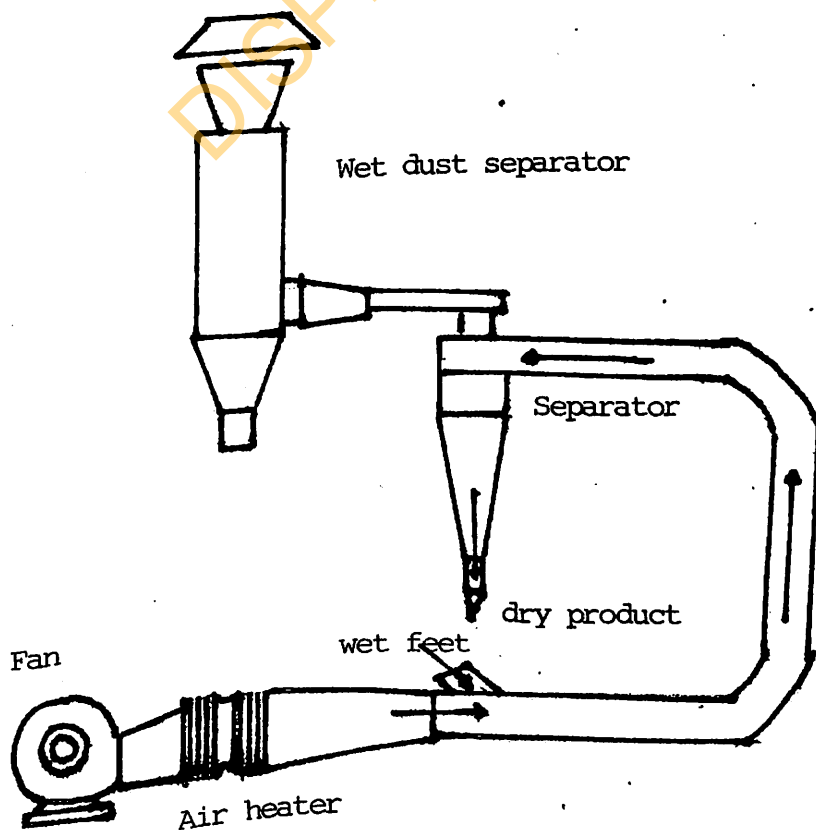
Kualitas yang dihasilkan ditentukan oleh tebal slurry dan Viskositas Sturry serta kecepatan perputaran. Kalau terlalu tebal, perputaran sudah cukup, maka pengeringan sudah sempurna. Apabila viskositas terlalu tinggi yang menempel akan menimbulkan kerak dan sebaliknya bila viskositas rendah tidak dapat menempel.

ad.5. Pneumatic drier

Pneumatic drier banyak digunakan oleh industri-industri besar tapioka. Tapioka basah dikeringkan dalam pneumatic drier dimana kandungan kadar air dikurangi sampai 10 - 13 %. Pengeringan udara panas yang dibutuhkan diperoleh dari furnace atau tungku. Dengan burner minyak yang bekerja dengan prinsip pembakaran dengan udara tekan. Untuk kebutuhan udara segar akan diisap kegenerator pemanas udara melalui filter udara dan dipanaskan $\pm 150^{\circ}\text{C}$. Selama proses pengeringan pati secara pneumatic, diangkat dari dasar ke permukaan drier dan kemudian - dilenturkan menuju kebawah.

Partikel - partikel pati yang kurang dikembalikan ke unit pengeringan yang terletak didasar sedangkan pati yang sudah kering dipisahkan sebagai hasil.

Gambar



II.3. Mekanisme Pengeringan Zat Padat

Pengeringan untuk bahan yang tidak larut dan berpori-pori (misal : pasir), diatas nampak yang diisolasi perlu diperhatikan. Permukaan dari pasir yang dikeluarkan dari medium pengering seperti udara panas melintasi diatas permukaan pasir. Semua panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air dan memanaskan zat padat ("slab") diberikan langsung oleh perpindahan panas dari medium pengering ke slab. Jika medium pengering pada seluruh slab kecepatannya sudah cukup, demikian juga temperature, humidity dan kecepatan yang sesungguhnya tidak efektif oleh perpindahan panas untuk uap air dari slab ke medium pengering.

Dari gambar (.....), Data-data kandungan air dari slab (dinyatakan dalam lb air/lb zat padat bebas air) yang digambarkan vs kecepatan pengeringan (lb air/jam lb zat padat bebas air atau lb H₂/jam Sq ft), maka diperoleh curve kecepatan pengeringan sbb :

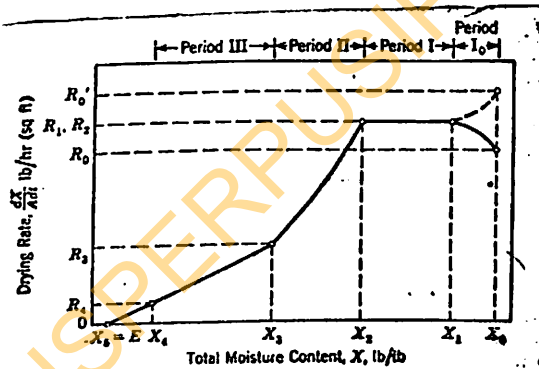


FIG. 539. Typical drying curve on the basis of total moisture content.

Gambar : Type curve pengeringan berdasarkan dari total kandungan air.

Keterangan gambar :

- Periode I₀ : Selama periode permulaan, kecepatan pengeringan mungkin bertambah atau berkurang lebih cepat dari harga mula-mula. Periode ini waktunya relatif sangat pendek dan dalam percobaan ini tidak perlu diperhatikan
- Periode I : Merupakan tingkatan pengeringan paling awal harga kecepatan pengeringan adalah tetap.

- Periode II : Selama pengeringan yang kedua, kecepatan pengeringan berkurang, lebih atau kurang kimiawi dengan kelanjutan pengurangan kandungan air.
- Periode III : Pada tingkatan pengeringan ini akan segera mengikuti periode II, tetapi tidak selalu jelas dapat dibedakan. Selama periode ini kecepatan pengeringan akan berkurang atau kurang kimiawi dengan pengurangan kandungan air, tetapi pada umumnya kecepatan berbeda dengan periode II

Apabila pengeringan diperpanjang pada kondisi tetap dari medium pengering kecepatan pada slab yang dikeringkan menjadi nol. Batasan kandungan air yang dapat dikurangi oleh pengeringan selama waktu tak terbatas disebut " Equilibrium Moisture Content ".

Equilibrium moisture Content, X^* adalah batasan dimana material dapat dikeringkan oleh medium pengering tergantung dari temperature dan humidity yang diberikan. Hal ini ditentukan pula oleh sifat zat padat, temperature dari medium pengering dan tekanan partial dari uap air dalam medium pengering. Penggolongan untuk zat padat yang sama adalah sulit dan pada umumnya harus diperhitungkan menurut percobaan. Equilibrium moisture content untuk beberapa humidity yang diberikan oleh medium pengering mungkin bermacam-macam tergantung pada type dari bahan. Pada prakteknya untuk bahan yang tidak larut, tidak berpori-pori kemungkinan mempunyai equilibrium moisture content nol ; dan untuk bahan-bahan organik seperti sabun, kulit serta kayu mempunyai equilibrium moisture content dengan range yang luas, tergantung pada temperature dan humidity dari medium pengering.

Air yang menentukan equilibrium content dari zat padat yang akan diserap pada zat padat, kemungkinan melalui pipa kapiler didalam pori-pori dari zat padat atau didalam kombinasi yang bersifat kimia dengan zat padat. " Free Moisture Content F " adalah perbedaan antara total moisture content X dan Equilibrium content X^* yang dinyatakan dalam (lb H_2O /lb Solid kering)

$$F = X - X^*$$

Untuk total moisture content X , moisture content F , merupakan variabel yang sama dengan equilibrium moisture content X^* . Nilai free moisture content dapat diabaikan bila kondisi temperature dan tekanan partial dari uap air dalam medium pengering dan nilai dari equilibrium moisture content diketahui.

Pada umumnya, nilai dari equilibrium moisture content sangat kecil, bila dibandingkan dengan total moisture content dengan temperature dan humidity dari medium pengering juga kecil. Data kecepatan pengeringan lebih baik diplotkan dengan didasarkan pada free moisture content dari pada dengan total moisture content sebab kecepatan pengeringan, yang diberikan pada bahan yang temperature constant dan humidity dari medium pengering adalah nol pada free moisture content nol.

Periode I_0 : Periode ini diperlukan untuk keadaan unsteady selama kondisi pengeringan dalam slab diatur pada tingkat steady oleh periode I.

Jika slab yang mula-mula dingin, dibawah temperature saturation adiabatic dari medium pengering. Mekanismenya dapat ditunjukkan sbb :

Panas yang dipindahkan kepermukaan slab yang relatif dingin basah dari medium pengering yang relatif panas. Panas ini dipakai untuk menaikkan suhu air dalam slab ke suhu penguapan dan untuk latent penguapan dan suhu rata-rata dari slab. Selama proses penguapan air dari permukaan slab dari permukaan slab kedalam pengering mempunyai pengaruh pada perbedaan driving potensial dalam tekanan uap air pada permukaan slab dan tekanan partial uap air dalam medium pengering.

Pada proses kontinue, naiknya suhu permukaan yang disebabkan oleh kecepatan penguapan yang bertambah dan kecepatan perpindahan panas yang berkurang pada slab. Pada waktu yang relatif pendek, kecepatan perpindahan panas yang dikehendaki sama dengan panas penguapan, dan kecepatan penguapan dapat mencapai nilai constant kira-kira pada suhu dingin.

Jika slab pada permukaan panas kemudian ke medium pengering dengan suhu basah, maka mekanisme panas latent menjadi kecil, yang dipindahkan ke slab dan pada keadaan steady kecepatan pengering berkurang.

Dibawah kondisi khusus suhu mula-mula slab pada adiabatic saturation temperature dari medium pengering, kecepatan beberapa periode tidak diperhatikan pada saat pengeringan dimulai dengan kecepatan pengeringan constant.

Periode I : Pada periode ini kecepatan pengeringan adalah constant, diawali dengan free moisture content F_1 dan berakhir pada critical moisture content F_2 yang ditunjukkan pada gambar (.....).

Karakteristik kecepatan pengeringan yang sama dan permukaan constant dan suhu didalam slab yang diisolasi. Pada keadaan steady, periode ini dapat berakhir pada periode I_0 . Periode ini ber jalan secara kontinue untuk beberapa lama dimana air yang dibutuhkan untuk mensupply kepermukaan slab pa-

da saat penguapan berlangsung secara cepat. Dimana kecepatan mensupply air kepermukaan slab akan hilang kemudian akan terjadi kecepatan penguapan ; kecepatan pengeringan berkurang dan kecepatan pengeringan pada periode I menjadi constant. Jadi selama periode ini berlangsung pada kecepatan konstant maka mekanisme yang dipindahkan oleh air adalah zat padat.

Dalam pengeringan zat yang berpori-pori, zat padat yang mudah larut, mekanismenya dari larutan cairan yang ditransferkan melalui pipa kapiler.

Dengan demikian air yang ditransferkan ke zat padat, critical moisture content merupakan fungsi dari bahan yang dikeringkan tetapi juga tergantung pada ketebalan dan kecepatan yang dikeringkan.

Selama periode dalam keadaan konstant, permukaan zat padat dingin bersifat free water surface dalam permukaan air mempunyai tekanan sama dengan tekanan uap air pada suhu permukaan p^* .

Jadi medium pengering untuk temperature T_g , tekanan partial dari uap air = p dan velocity rate pengering.

$$-\frac{dx}{Adf} = k.g.Mv. (p^* - p)$$

Kecepatan perpindahan panas :

$$\frac{q}{A} = (hc + hr) (T_g - T_i)$$

dimana : hc , hr = heat transfer coefficient oleh convection, radiation, respectively.

T_i = Suhu permukaan zat padat.

Jika suhu permukaan constant, selama periode ini kecepatan konstant, dimisalkan eutalpy dari uap air naik adalah sama dengan panas latent.

$$kg Mv (p^* - p) = \frac{(hc + hr)}{\lambda T_i} (T_g - T_i)$$

dan

$$p = p^* - \frac{hc + hr}{kg Mv \lambda T_i} (T_g - T_i)$$

Dapat disimpulkan bahwa bahan yang dikeringkan selama periode kecepatan konstant dalam tray yang diisolasi, suhu permukaan adalah suhu wet bulk dari medium pengering.

Periode II : Pertama-tama kecepatan dimulai pada saat moisture content F_2 dan berakhir pada F_3 . Mempunyai sifat kecepatan penguapan yang berkurang dari cara pengembalian kepermukaan penguapan kedalam lapisan pertama yang

ada, dengan curve radii yang kecil. Untuk seketika panas yang dibutuhkan akan dikurangi, yang disebabkan dengan penambahan temperature pada penguapan. Penambahan temperature yang mendekati nilai keseimbangan pada curve radii dari menisci yang berada diluar permukaan. Pada proses pengeringan jumlah luas permukaan untuk fraksi yang dikembalikan untuk menaikkan air menisci dari unit dan fraksi dari permukaan panas yang dikurangi menjadi nol. Pada saat itu seluruh penguapan pada permukaan dari periode II berakhir.

Critical moisture yang ke dua F_3 dan F_2 tidak hanya tergantung dari sifat bahan tetapi juga tergantung pada kecepatan pengeringan dan ketebalan dari bahan.

Periode III : Pada periode ini kecepatan penurunan yang kedua dimulai pada F_3 , sewaktu kapiler berada dibawah permukaan, dan secara kontinue waktu diperpanjang sampai $F = 0$, dimana stock atau bahan dalam keadaan equilibrium moisture content X^* .

Seluruh periode ini ditandai oleh penguapan sub surface dari bidang secara terus menerus, kebutuhan panas untuk penguapan akan bertambah dari bahan partikel pengering.

Permukaan bahan akan didekati tetapi tidak dapat tercapai temperature pengeringan gas T_g , suhu pada bidang pengembalian penguapan akan mendekati nilai keseimbangan. Seluruh proses pengeringan, mungkin meliputi seluruh periode atau hanya satu bagian atau lebih tergantung pada kandungan kadar air mula-mula dan akhir.

II.4. Pemanasan tahanan listrik.

Perubahan bentuk dari energi bahan bakar menjadi tenaga kerja (dan kemudian menjadi tenaga listrik) adalah suatu proses yang tidak efisien, karena hanya sebagian dari tenaga bahan bakar yang akhirnya dapat berguna sebagai tenaga kerja. Perubahan bentuk dari energi bahan bakar ke bentuk uap dapat dilakukan dimana secara teoritis dihasilkan efisiensi 100 %. Hal ini merupakan kesimpulan dari praktek pada " lingkaran Carnot", dan nilai listrik 10 - 15 kali sebanyak steam ditempat-tempat yang tidak dialiri tenaga listrik hydro. Karena alasan ini pemanasan tahanan listrik tidak dapat dianggap sebagai bagian dari proses pemindahan panas, walaupun perbandingan dari nilai listrik dan batu bara tidak seharusnya memerlukan penggunaan yang tertutup.

Keuntungan yang dapat diperoleh dari bermacam-macam jenis standart dari elemen pemanas listrik adalah kemungkinan terjadinya bahaya kebakaran sangat kecil karena peralatan tersebut dilengkapi dengan alat kontrol yang diatur secara otomatis.

Pemanas listrik terdiri dari kawat melingkar sebagai tahanan yang sangat keras, tidak mudah lebih yang terbungkus lapisan metal.

Pada umumnya elemen tahanan panas, dibedakan menjadi 3 (tiga), antara lain :

- Immersion heater
- Strip heater
- Finned Strip heater.

Immersion heater digunakan untuk penghantar panas langsung pada bentuk cairan dan terbuat dari lapisan tembaga untuk pemanasan air serta lapisan metal untuk pemanasan minyak dan bahan organik. Temperatur untuk pemanas dengan lapisan tembaga tidak boleh lebih 350°F , sedangkan pemanasan yang menggunakan lapisan metal dapat beroperasi pada temperatur maximum 750°F .

Strip heater kebanyakan digunakan untuk penghantar panas pada bentuk padat an, juga dapat digunakan untuk pemanasan udara dan gas.

Strip heater dapat digunakan dengan 2 (dua) temperatur operasi maximum yaitu 750°F untuk pemanas yang terbuat dari lapisan metal dan 1200°F untuk pemanas dari lapisan chrom metal.

Finned strip heater paling sesuai untuk pemanasan udara dan gas karena terdiri dari kombinasi pemanasan listrik dengan permukaan yang luas dan digunakan dengan temperatur operasi maximum 750°F dan 950°F .

BAB III
METODE PENELITIAN

III.1. Pengumpulan Data

- a. Data primair didapat dari : mengadakan kontak langsung dengan kadep-kadep dan industri kecil yang terkait dalam penelitian mengenai potensi tepung tapioka, cara pengolahan, dan peralatan-peralatan yang digunakan pada industri kecil.
- b. Data sekundair didapat dari buku-buku literature yang menunjang dan membantu dalam perencanaan alat pengering : mengenai sifat-sifat energi, konstruksi alat, waktu yang optimum, temperature serta sifat-sifat tepung tapioka.

III.2. Uji percobaan

Melakukan percobaan secara laboratoris dengan menggunakan oven listrik pada suhu 60°C , sehingga diperoleh waktu pengeringan yang optimal dan melakukan analisa kadar air pada keadaan basa maupun kering.

III.3. Analisa Data dan Perencanaan Awal

- a. Dari data-data yang terkumpul dapat ditentukan jumlah produksi tapioka yang optimum pertahun.
- b. Kapasitas alat ditentukan berdasarkan jumlah rata-rata perhari.
- c. Penentuan ukuran utama dari alat pengering yang berdasarkan kapasitas alat dari hasil perencanaan.
- d. Perhitungan alat pelengkap konstruksi.

III.4. Pembuatan gambar

Gambar berdasarkan desain, baik gambar rakitan maupun gambar detail

III.5. Pembuatan laporan

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1. Study Lapangan

Dari data potensi industri kecil dan industri menengah tapioka di -
Jatim, hanya terdapat dikabupaten/Kodya Dati II, seperti : Malang, Blitar,
Tulungagung, Kediri, Nganjuk, Ponorogo dan lain-lain.

Produksi tapioka sebesar 3.487,1086 ton per tahun (tabel terlampir).

Pada industri menengah sebagian besar untuk proses pengeringan telah meng-
gunakan alat pengering buatan, misalnya : memakai elemen listrik, pemanas
ketel dengan bahan bakar residu. Dan untuk sentra industri kecil mengguna-
kan sinar matahari sebagai sumber panas.

Masalah yang dihadapi oleh sentra industri kecil tapioka adalah pada pro-
ses pengeringan dimana pengeringan berjalan terlalu lama dan pada musim -
penghujan pengeringan berjalan lama pula, sehingga akan mempengaruhi mutu
tapioka yang dihasilkan dan tidak dapat disimpan terlalu lama.

IV.2. Desain alat pengering

Dengan adanya masalah tersebut diatas, untuk mengatasi kesulitan-ke-
sulitan yang dihadapi oleh industri kecil tapioka, maka dibuat suatu peren-
canaan alat pengering tapioka dengan menggunakan elemen listrik sebagai te-
naga panas. Suhu yang dikehendaki pada alat pengering ini tidak melebihi
60°C, apabila melebihi (sekitar 62°C - 70°C) akan terjadi gelatinisasi -
dan akan merusak sifat-sifat dari tepung tapioka.

Alat pengering yang direncanakan adalah untuk mengeringkan tapioka dengan
kandungan air $\pm 47,89\%$ diturunkan menjadi $\pm 10,46\%$

Jadi pada prinsipnya, udara panas hasil proses pembakaran (pada kompor un-
tuk bahan bakar minyak atau dapur/tungku untuk bahan bakar padat) dihisap
oleh kipas angin/blower untuk kemudian dihembuskan ke tray/kotak penampung
tepung tapioka yang akan dikeringkan.

Secara sederhana alat pengering/dryer ini terdiri dari beberapa peralatan
utama, antara lain :

1. Alat pemanas/heater

Alat pemanas dapat juga berupa kompor (untuk bahan bakar minyak) atau
tungku/dapur untuk bahan bakar padat (misal : sekam, bagase dll.)

Alat pemanas ini berfungsi untuk mengadakan proses pembakaran sehingga diperoleh udara panas. Dalam penelitian ini digunakan elemen listrik untuk menghasilkan tenaga panas.

2. Kipas angin / blower

Terdiri dari 2 (dua) type

- Aksial
- Radial

Pada prinsipnya kedua type kipas angin mempunyai fungsi yang sama, yaitu untuk menghisap udara panas yang dihasilkan dari proses pembakaran, yang selanjutnya dihembuskan kedalam lapisan tepung tapioka yang ditampung dalam tray/mampam.

3. Alat penampung tapioka/tray

Alat ini fungsinya untuk menampung tepung tapioka yang akan dikeringkan. Kapasitas dari masing-masing tray adalah $0,0085 \text{ m}^3$.

DATA : INDUSTRI KECIL/INDUSTRI MENENGAH TAPIOKA DI

JAWA TIMUR

Kabupaten / Kota	K L U I	Unit U s a h a	Tenaga kerja (orang)	P r o d u k s i		N i l a i (Rp. 000)			Keterangan
				K K I	Jumlah (kg)	Investasi	Produksi	Bahan baku/ penolong	
Lamongan	31211	31	92	1.100	14.720	104	2.100	1.260	
Ponorogo	31211	25	56	-	75.000	320	26.500	13.650	
Pacitan	31211	12	28	31211.100	20.160	54	8.040	4.838	
Kediri	31211	230	1251	1.100	1.686.000	35.425	590.100	215.100	
Kediri	31211	6	19	301	56.200	565	19.670	10.678	
Nganjuk	31211	38	109	101	19.000	2.270	4.180	2.508	
Tulung Agung	31211	11	35	31211.100	169.500	407.800	27.120	18.645	
Trenggalek	31211	234	880	31211.100	770.528,6	11.775,9	99.199,29	70.079,66	
Blitar	31169	136	272	1301	2270.000	51.375	91.800	43.146	
Malang	31211	5	34	31211.100	4400.000	7.100	86.400	72.000	
Bangkalan	31211	85	105	1.100	56.000	850	1.200	480	
J u m l a h		813	2881		3.487.108,6	517.638,9	856.309,29	452.384,6	

REKAP DATA INDUSTRI KECIL NON FORMAL (LISTING) TH. 1984 / 1985

DEPARTEMEN PERINDUSTRIAN DIREKTORAT JENDRAL INDUSTRI KECIL

KANTOR WILAYAH DEPARTEMEN PERINDUSTRIAN PROPINSI JAWA TIMUR.

Hasil perhitungan perencanaan alat pengering/dryer :

Alat pengering yang direncanakan adalah type design batch tray drier (tray dan compartment dryer).

Sebagai sumber energi digunakan elemen listrik menghasilkan tenaga panas.

Hasil perhitungan perencanaan alat pengering, adalah :

1. Ukuran tray :

Panjang : 80 cm

Lebar : 70 cm

Tebal lapisan : 0,6 in = 1,524 cm

Jumlah tray : 4 buah

Density starch : 1,5 kg/l = 93,6382 lb/cuft

Volume tray : 80 x 70 x 1,524

: 8534,4 cm³

: 8,5344 dm³

Kapasitas 1 tray : 8,5344 x 1,5

: 12,8016 kg

Bahan tray : Al. Sheet

2. Percobaan secara laboratoris menggunakan oven listrik pada suhu 60°C

Kadar air mula-mula \pm 47,89 %

Kadar air akhir \pm 10,46 %

Suhu rata-rata udara sekeliling : 30°C = 86°F

Suhu rata-rata udara pengering : 60°C = 140°F

Dari hasil percobaan secara lab. maka dibuat grafik % moisture content (lb H₂O/lb Solid kering) vs. kecepatan pengering (lb/jam ft²), akan diperoleh critical moisture content = 0,3796 lb H₂O/lb Solid kering.

3. Udara kering yang dibutuhkan :

= ,619,5899 lb

= 281,2993 kg

Waktu yang diperlukan untuk pengeringan tapioka

adalah : 4,1096 jam

Panas yang dibutuhkan : 58.093,733 BTU

Panas yang dibutuhkan u/ pengeringan : $\frac{58.093,733}{4,1096}$

: 14.136,104 BTU/jam.

4. Blower

Type : aksial
Kapasitas : 34,425 Cuft/menit
Pressure drop : 0,5 PSI
Efisiensi : 70 %
Power/motor : 0,1073 HP

5. Biaya pengeringan

Umur alat ditaksir 5 tahun dengan waktu operasi hari
Biaya pengeringan pati dengan kadar air \pm 47,89 %
menjadi \pm 10,46 % : Rp. 61,055

BAB V
K E S I M P U L A N

KEIMPULAN :

1. Alat pengering yang direncanakan adalah type design bati^c drier (tray - dan Compartment dryer) dan sebagai tenaga panas digunakan elemen listrik.
2. Waktu yang diperlukan untuk proses pengeringan tapioka dari hasil perhitungan adalah 4,1096 jam dengan tinggi lapisan bahan $\pm 0,6$ m. Jadi waktu yang relatif lama tergantung pula pada tinggi lapisan dan luas tray yang digunakan.
3. Dari hasil rancangan alat pengering ini diharapkan dapat dibuat dalam bentuk prototype yang nantinya dapat dipakai oleh industri kecil tapioka.
4. Dengan dipakainya alat pengering ini, maka industri kecil tapioka dapat meningkatkan nilai tambah dan mutu tapioka yang dihasilkan akan lebih baik (sesuai S.I.I.).

S A R A N

1. Temperatur pada alat pengering diharapkan tidak melebihi 60°C , apabila melebihi tepung akan mengalami kerusakan.
2. Pada saat alat dioperasikan hendaknya temperaturnya dikontrol dengan menggunakan alat pengatur temperatur (termostate)
3. Alat pengering yang akan dikonstruksikan hendaknya dipilih yang murah, efisien dan mudah didapat sehingga industri kecil dapat membuat sendiri.

DAFTAR PUSTAKA

1. Brantlecht
" Starch its Sourcis Production & Uses " (1953)
Reinhold Publishing Corperation, New York p. 318 - 319
2. Brown George Granger
" Unit Operations "
Modern Asia Edition, John Wiley & Sons. Inc
New York, Charles vetuthe. Co. Tokyo 1958
3. Charm S.E.
" The Funda mentals of Food Engineering " (1971)
The AVI Publishing Co. Inc.
West part, Cornecticut. USA.
4. Kern. D. Q.
"Process Heat Transfer"
International Student Edition, Mc. Graw Hill
Kogu kusha, Tokyo Auck land Dussel dorf Yohanesburg
London, Mexico, Copyright 1950
5. Leniger H.A. & W A Beverloo
" Food Process Engineering "
, Food Science Dept. Agricultural University
Wagenigen, The Netherlands.
6. Perry J.H.
" Chemical of Engineers Hand book "

Type design batch tray drier

A. Menentukan ukuran tray

Sebagai jenis pati basah : 50 kg /batch

Kadar pati basah $\pm 50\%$ dikeringkan menjadi $\pm 10\%$

maka pati kering = $0,5 \times 50 \text{ kg} = 25 \text{ kg}$.

Pati kering setelah keluar dari drier dengan kadar air 10%

$$= \frac{100}{90} \times 25 \text{ kg} = 27,7778 \text{ kg}$$

Kadar air $10\% = 0,1 \times 27,7778 \text{ kg} = 2,77778 \text{ kg}$

Berat air yang terbawa udara dari pengering

$$= (25 - 2,77778) \text{ kg} = 22,2222 \text{ kg}$$

Density Starch = $1,5 \text{ kg/l}$ (Perry. V, 3 - 40)

$$\frac{1,5 \times 2,2046 \text{ lb}}{\frac{1}{28,316} \text{ Cuft}} = 93,6882 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume starch} = \frac{50 \text{ kg}}{1,5 \text{ kg/l}} = 33,333 \text{ l}$$

$$= \frac{33,333}{28,316} = 1,1772 \text{ cuft}$$

$$\text{Tebal starch} = 0,6 \text{ in} = \frac{0,6}{12} \text{ ft} = 0,05 \text{ ft}$$

Ditentukan : panjang tray = 80 cm

$$= 80 \times 0,3937 \text{ in}$$

$$= 31,496 \text{ in}$$

$$= \frac{31,496}{12} \text{ ft} = 2,6246 \text{ ft}$$

lebar tray = 70 cm

$$= 70 \times 0,3937 \text{ in}$$

$$= 27,559 \text{ in}$$

$$= \frac{27,559}{12} = 2,2966 \text{ ft}$$

$$\text{Kapasitas 1 tray} = 2,6246 \times 2,2966 \times 0,05$$

$$= 0,3014 \text{ cuft}$$

Jumlah tray yang dibutuhkan

$$= \frac{1,1772}{0,3014}$$

$$= 3,8999 \text{ buah} \quad 4 \text{ buah}$$

$$\text{Luas pemanasan} = \frac{1,1772 \text{ cuft}}{0,05 \text{ ft}} = 23,544 \text{ ft}^2$$

Menentukan kebutuhan udara

Dimisalkan :

$$\text{Suhu udara luar} : 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu udara pengering} : 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu udara basah} : 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Kadar air awal} : \pm 50 \%$$

$$\text{Kadar air akhir} : \pm 10 \%$$

$$R_H \text{ lingkungan} : 70 \%$$

Pada suhu $30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$, tekanan uap jenuh = 31,824 Hg
(Perry V, 3 - 43).

$$\% H = \frac{P \text{ uap air}}{P \text{ gas kering}} \cdot \frac{P \text{ uap jenuh}}{P \text{ gas kering}}$$

$$0,7 = \frac{P \text{ uap air}}{760 - P \text{ uap air}} \cdot \frac{31,824}{760 - 31,824}$$

$$\frac{P}{760 - P} = \frac{31,824}{760 - 31,824} \times 0,7$$

$$\frac{P}{760 - P} = 0,0306$$

$$P = 0,0306 \times (760 - P)$$

$$1,0306 P = \frac{23,256}{1,0306}$$

$$P = \frac{23,256}{1,0306} = 22,565 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Relative Saturation} = \frac{P_U}{P_S} \times 100 \% = \frac{22,565}{31,824} \times 100 \%$$

$$= 70,90 \% \rightarrow 71 \%$$

$$\text{Suhu udara masuk} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$R_H = 71 \%$$

$$H_1 = 0,021 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering}$$

(Humidity Chart u/ sistim udara-air,
Brown P. 545.)

Dipanaskan sampai $60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$ melalui heater, udara yang keluar dari alat pengering.

$$\left. \begin{array}{l} T_w = 140^{\circ}\text{F} \\ R_H = 70 \% \end{array} \right\} H_2 = 0,10 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering.}$$

Sebagai basis 1 lb udara kering

Uap air yang dibawa = (0,10 - 0,021) lb H₂O/lb Solid kering

$$= 0,079 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering.}$$

$$\begin{aligned} \text{Uap air yang sebenarnya} &= 22,2222 \text{ kg} \\ &= 48,9476 \text{ lb} \end{aligned}$$

Udara kering yang dibutuhkan

$$= \frac{1}{0,079} \times 48,9476$$

$$= 619,5899 \text{ lb}$$

$$= 281,2993 \text{ kg}$$

B. Menentukan Coefficient heat transfer

Kecepatan udara pengering : 10 ft/sec

C_p udara (pd. 140°F) = 0,25 BTU/lb °F

$$\begin{aligned} P \text{ udara (pd. 140°F)} &= \frac{29}{359} \times \frac{460 + 32}{460 + 140} \\ &= 0,0662 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Mass Velocity udara (G)

$$\begin{aligned} (G) &= 10 \times 0,0662 \times 3600 \\ &= 2383,2 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

Coeff. heat transfer (hc)

$$\begin{aligned} hc &= 0,0128 G^{0,8} \\ &= 0,0128 (2383,2)^{0,8} \\ &= 6,4408 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Coeff. heat transfer total (h_T)

$$h_t = hc \left(1 + \frac{1}{L + \frac{hc}{K}} \right)$$

$$L = 80 \text{ cm} = \frac{31,496}{12} \text{ ft} = 2,625 \text{ ft}$$

$$K = 0,356 \text{ BTU/jam sg ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_t &= 6,4408 \left(1 + \frac{1}{2,625 \left(\frac{6,4408}{0,356} \right)} \right) \\
 &= 6,4408 (1,021056) \\
 &= 6,5764 \text{ BTU/jam sq ft } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Misal : $T_s = 88^\circ\text{F}$

$$N_t = \frac{h_t \times L_t}{G. \text{ Cp. b.}}$$

$$L_{tT} = 80 \times 70 \text{ cm}$$

$$= 31,496 \times 27,559 = 867,998 \text{ Sq in}$$

$$= \frac{867,998}{144} = 6,0278 \text{ Sq ft}$$

$$b - 1 \text{ in} = \frac{1}{12} \text{ ft} = 0,0833 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{6,5764 \times 6,0278}{2383,2 \times 0,25 \times 0,0833}$$

$$= \frac{39,6412}{49,6301} = 0,7987$$

$$\begin{aligned}
 T_2 &= T_s + (T_1 + T_s) e^{-nt} \\
 &= 88 + (140 - 88) e^{-0,7987} \\
 &= 88 + 23,3955 \\
 &= 111,3955 ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 = 140 - 88 ^\circ\text{F} = 52 ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 140 - 111,3955 ^\circ\text{F} = 28,6045 ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_1 - \Delta T_2 = 23,3955 ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 (T_u - T_s) m &= \frac{52 - 28,6045}{2,3109 \frac{52}{28,6045}} \\
 &= \frac{23,3955}{0,5970} = 39,19 ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan waktu pengeringan :

$$\text{Initial moisture content} = \frac{50\%}{100\% - 50\%} = 1 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering (X}_1\text{)}$$

$$\text{Final moisture content} = \frac{10\%}{100-10\%} = 0,1111 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering (X}_2\text{)}$$

$$\text{Critical moisture content} = 0,3796 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering (X}_c\text{)}$$

$$\text{Equilibrium content} = 0,05 \text{ lb H}_2\text{O/lb Solid kering (X}^*\text{)}$$

$$h_t = 6,5764 \text{ BTU/jam Sg ft } ^\circ\text{F}$$

$$L_T = \text{Luas tray} = 6,0278 \text{ Sg ft}$$

$$(T_u - T_s)_m = 39,19 ^\circ\text{F (LMTD)}$$

$$\lambda_{140^\circ\text{F}} = 1014,1 \text{ BTU/lb}$$

$$\left(\frac{dw}{do}\right) = \frac{6,5764 \times 6,0278 \times 39,19}{1014,1} = 1,5319 \text{ lbs/jam}$$

$$\text{Volume tray} = 6,0278 \times 0,05 \text{ ft} = 0,3014 \text{ Cuft}$$

$$\text{Density solid} = 93,6382 \text{ lb/Cuft}$$

$$\text{Berat Solid} = 0,3014 \text{ Cuft} \times 93,6382 \text{ lb/Cuft}$$

$$= 28,2226 \text{ lbs}$$

$$N_c = \frac{hc (T_g - T_s)}{\lambda_{pd. 140^\circ\text{F}}}$$

$$= \frac{6,4408 \text{ BTU/jam Sg ft } ^\circ\text{F} \times 54 ^\circ\text{F}}{1014,1 \text{ BTU/lb}}$$

$$= 0,3430 \text{ lb/jam Sg ft}$$

$$Q_c = \frac{L_s (X_1 - X_c)}{A N_c}$$

$$= \frac{28,2226 \text{ lbs} (1 - 0,3796) (\text{lb H}_2\text{O/lb Solid kering})}{23,544 \text{ ft}^2 \cdot 0,3430 \text{ lb/jam Sg ft}}$$

$$= \frac{17,5093}{8,0756} = 2,1682 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{FR} &= \frac{LS}{NC A} (X_c - X^*) \ln \left(\frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right) \\
 &= \frac{28,2226}{23,544 \cdot 0,3430} (0,3796 - 0,05) \ln \left(\frac{0,3796 - 0,05}{0,1111 - 0,05} \right) \\
 &= \frac{28,2226}{8,0756} (0,3296) \ln \left(\frac{0,3296}{0,0611} \right) \\
 &= 3,4948 (0,5555) \\
 &= 1,9414 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_T &= Q_C + Q_{FR} \\
 &= (2,1682 + 1,9414) \text{ jam} = 4,1096 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

(O) Percobaan pengeringan tapioka secara laboratorium dengan menggunakan oven listrik pada suhu 60°C .

Menggunakan kotak timbang dengan D = 60 mm

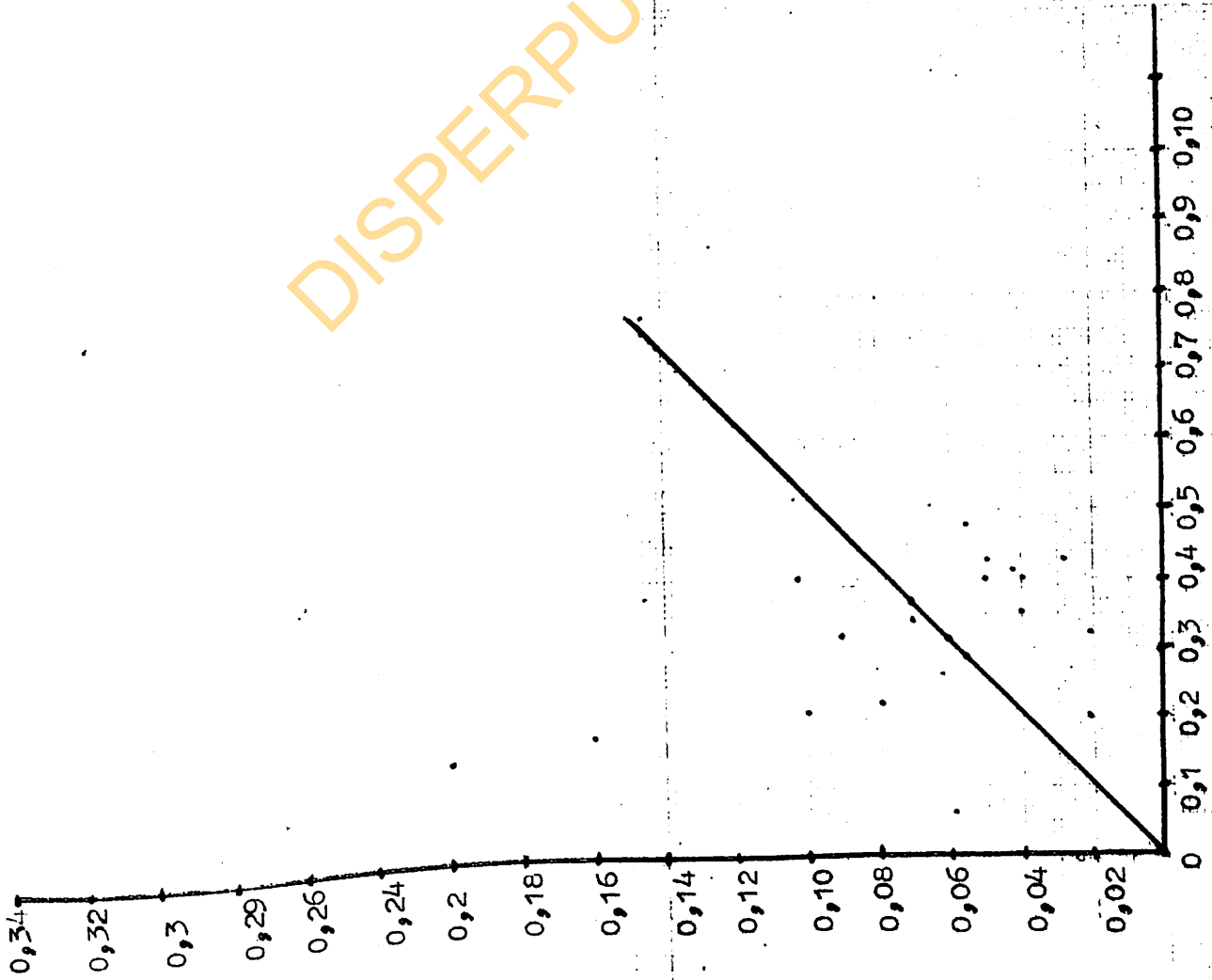
$$= 6 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pengeringan} &: \frac{1}{4} \pi D^2 \\
 &: \frac{1}{4} \pi 6^2 \\
 &: 28,2743 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan pengeringan} &: \frac{(18,0804 - 17,6548) \times \frac{1}{454}}{\left(\frac{1}{4} \times 28,2743 \right) \left(\frac{1}{2,54 \times 12} \right)^2} \\
 &: \frac{9,37444 \cdot 10^{-4}}{7,60854 \cdot 10^{-3}} \\
 &: 0,12321 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu (jam)	Berat (gr)	% Moisture content (lb H ₂ O/Lb Solid - kering)	Kecepatan pengeringan (lb/jam ft ²)
0	18,0804	0	0,12321
½	17,6548	0,023	0,19579
1	16,9707	0,0613	0,06847
1½	16,7420	0,074	0,37961
2	15,4307	0,1465	0,21032
2½	14,7042	0,1867	0,16212
3	14,1442	0,2177	0,11189
3½	13,7577	0,239	0,08549
4	13,4624	0,2554	0,34479
4½	12,2714	0,3212	0,02336
5	12,1907	0,3257	0,00918
5½	12,1590	0,3275	0,06378
6	11,9387	0,3396	0,06334
6½	11,7199	0,3517	0,07327
7	11,4668	0,3657	0,03940
7½	11,3307	0,3733	0,09026
8	11,0189	0,3905	0,05537
8½	10,8277	0,401	0,11829
9	10,6897	0,4087	0,03995
9½	10,5418	0,4169	0,04282
10	10,4499	0,422	0,02660
10½	10,2772	0,4733	0,04999

DISPERPUSIP JATIM



--- % Moisture Content
(1 lb H₂O/lb solid kering)

E. Panas yang dibutuhkan

1. Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu udara

$$86^{\circ}\text{F} - 140^{\circ}\text{F}$$

$$m_{\text{udara}} = 681,5899 \text{ lb}$$

$$C_p \text{ udara} = 0,25 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t = 54^{\circ}\text{F}$$

$$q_1 = m C_p t$$

$$= 681,5899 \text{ lb} \times 0,25 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} \times 54^{\circ}\text{F}$$

$$= 8364,4637 \text{ BTU}$$

2. Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air pada suhu

$$60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$$

$$m_{\text{udara}} = 48,9466 \text{ lb}$$

$$\text{Panas penguapan pada suhu } 140^{\circ}\text{F} \text{ (} \lambda_{140^{\circ}\text{F}} \text{)} = 1014,1 \text{ BTU/lb}$$

(Perry. IV tabel 3 - 191)

$$q_2 = 48,9466 \text{ lb} \times 1014,1 \text{ BTU/lb} = 49.637,747 \text{ BTU}$$

3. Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu tray dari

$$30^{\circ}\text{C} - 60^{\circ}\text{C} \quad (86^{\circ}\text{F} - 140^{\circ}\text{F})$$

$$\text{Ukuran tray} : 80 \times 70 = 1,524 \text{ cm}$$

$$\text{Tebal starch} : 0,6 \text{ in} = 1,524 \text{ cm}$$

$$\text{Volume tray} : 80 \times 70 \times 1,524$$

$$: 8534,4 \text{ cm}^3$$

$$\text{Jumlah tray} : 4 \text{ buah}$$

Bahan tray dimisalkan : Al Sheet

$$\text{Specific heat} : C_p \text{ Al} : 0,23 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Density} : \rho \text{ Al} : 0,098 \text{ lb/cuin}$$

$$q_3 = \frac{4 \times 8534,4 \times C_p \text{ Al}}{454} \times \rho \text{ Al} \times (140 - 86)$$

$$= \frac{4 \times 8534,4 \times 0,23}{454} \times 0,098 \times 54$$

$$= 91,5218 \text{ BTU}$$

Total panas yang dibutuhkan (Q_T)

$$\begin{aligned} Q_T &= Q_1 + Q_2 + Q_3 \\ &= 8364,4637 + 49.637,747 + 91,5218 \\ &= 58.093,733 \text{ BTU} \end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan untuk pengeringan

$$= \frac{58.093,733}{4,1096} = 14,136,104 \text{ BTU/jam}$$

F. B L O W E R

Kebutuhan udara kering : 619,5899 lb
: 281,2993 kg

Kecepatan massa udara : $\frac{619,5899 \text{ lb}}{4,1096 \text{ jam}}$
: 150,7665 lb/jam
: 2,5128 lb/menit
: 0,0419 lb/detik

Pada suhu $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$ Spesifik volume : 13,70 Cuft/lb
(Perry III. hal

Volume udara : $619,5899 \times 13,70$
: 8488,3816 Cuft

Kecepatan alir : $\frac{8488,3816}{4,1096} = 2065,5007 \text{ Cuft/jam}$
: 34,425 Cuft/menit

Rate udara yang dihasilkan oleh blower (Q)
= 34,425 Cuft/menit

Dimisalkan : $\Delta P = 0,5 \text{ PSI}$
Eff = 70 %

Power yang dibutuhkan : $\frac{Q \times \Delta P}{\text{Eff} \times 33.000} \text{ (HP)}$
: $\frac{34,425 \times 0,5 \times 144}{0,7 \times 33.000}$
: $\frac{2478,6}{23100} : 0,1073 \text{ HP} \approx 0,12 \text{ HP}$

Maka power yang diperlukan : 0,1073 HP \rightarrow 0,12
 1 HP = 745,7 watt.

Kebutuhan listrik untuk blower : 0,1073 x 745,7
 : 80,0136 Watt
 : 80 Watt.

G. Menentukan kebutuhan listrik

Rate udara yang dibutuhkan = 34,425 Cuft/menit
 = 0,5738 Cuft/detik

Luas pemanasan = 23,544 ft²

Kecepatan udara = $\frac{0,5738 \text{ Cuft/detik}}{23,544 \text{ ft}^2}$
 = 0,0244 ft/detik

Dari grafik Fig. 20.22. Finned Strip heater air heating curve (Kern) pada suhu 30°C = 86°F dan kecepatan udara 0,0244 ft/detik

maka diperoleh : Unit elektrik = 25 watts/in

Total length = 31 in

Heated length = 27 in

Dengan menggunakan tabel 20.3. Finned Strip heater. (Kern, P.756)

maka kebutuhan listrik = 750 Watt.

Jadi pemanas listrik yang dipakai adalah Finned Strip Heaters dengan Steel Sheath, max surface temp. 750 °F

Total kebutuhan listrik untuk alat pengering dan blower adalah :

(750 + 80) watt
 = 830 watt \rightarrow 900 watt.

H. Menentukan biaya pengeringan

I. Biaya Industri Total

Alat pengering / dryer : Rp. 1.500.000,-

II. Biaya Tetap

1. Umur alat pengering ditaksir 5 tahun dengan waktu operasi
 300 hari (1200 jam/tahun)

$$\begin{aligned} \text{Penyusutan} &= \frac{\text{Rp. } 1.500.000 - (0,01 \times \text{Rp. } 1.500.000)}{5 \cdot (1200 \text{ jam/tahun})} \\ &= \frac{\text{Rp. } 1.485.000}{6000} \\ &= \text{Rp. } 247,50 \text{ ,--} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Biaya setiap } 4,1096 \text{ jam (sekali pengeringan)} & \\ &: 4,1096 \times \text{Rp. } 247,5 \\ &: \text{Rp. } 1017,126 \text{ ,--} \end{aligned}$$

III. Biaya tidak tetap

$$\begin{aligned} 1. \text{ Biaya perawatan (} 1,2 \% \text{ pertahun, per } 100 \text{ jam)} & \\ = \frac{0,012 \cdot (\text{Rp. } 1.500.000 - 0,1 \cdot \text{Rp. } 1.500.000)}{100} \times 4,1096 & \\ = \frac{\text{Rp. } 66.575,52}{10} & \\ = \text{Rp. } 665,755 \text{ ,--} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Biaya listrik untuk } 4,1096 \text{ jam} & \\ : 4,1096 \times 0,9 \times \text{Rp. } 100 & \\ : \text{Rp. } 369,864 \text{ ,--} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \text{ Biaya tidak tetap tanpa upah buruh} & \\ : \text{Rp. } 665,755 + \text{Rp. } 369,864 & \\ : \text{Rp. } 1035,62 \text{ ,--} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \text{ Upah buruh / operator} & \\ \text{Dimisalkan} : \text{Rp. } 1000 \text{ (sekali pengeringan)} & \end{aligned}$$

IV. Biaya pengeringan per kg. pati dari kadar \pm 47,89 % menjadi \pm 10,46 %

$$\begin{aligned} 1. \text{ Biaya pengeringan tanpa upah buruh} & \\ : \frac{\text{Rp. } 1017,126 + \text{Rp. } 1035,62}{50} & \\ : \text{Rp. } 41,055 \text{ ,--} & \end{aligned}$$

2. Upah buruh / operator

: $\frac{\text{Rp. 1000}}{50}$: Rp. 20,-

3. Biaya pengeringan :

: Rp. 41,055 + Rp. 20

: Rp. 61,055,-

DISPERPUSIP JATIM

