

PENINGKATAN SKALA ALAT KRISTALISASI MINYAK KELAPA SAWIT MENTAH UNTUK PEMBUATAN MINYAK MAKAN MERAH

Purboyo Guritno, Diwan Prima Ariana, dan Candra¹

ABSTRAK

Alat kristalisasi yang telah dirancang dalam skala kecil sebesar 3 l pada penelitian sebelumnya akan ditingkatkan skalanya menjadi 1 ton minyak sawit mentah (MSM). Kemiripan secara geometris digunakan selama peningkatan skala dengan menggunakan single scale factor R, yang merupakan persamaan dari ratio antara dimensi dari agitator.

Prosedur peningkatan skala dengan menggunakan pendekatan satu bentuk alat dengan volume tertentu kurang disukai, tetapi keberhasilan dalam prosedur peningkatan skala ini terletak pada ketepatan dalam pemilihan nilai eksponen. Dalam penelitian ini akan digunakan bilangan pengadukan (blend number) sebagai dasar peningkatan skala. Bilangan pengadukan dipertahankan konstan selama peningkatan skala sehingga menghasilkan kecepatan pengaduk sebelum dan setelah peningkatan skala sama.

Tangki kristalisasi dengan jaket pendingin dan insulator untuk menjaga keoptimuman kondisi proses. Debit air yang digunakan untuk pendinginan mempengaruhi ketebalan dari insulator yang akan dipakai.

Kata kunci : minyak sawit mentah, fraksinasi, kristalisasi

PENDAHULUAN

Proses rafinasi minyak sawit terdiri dari beberapa penggal proses, seperti *degumming*, *bleaching*, *deodorizing*, dan fraksinasi. Metode fraksinasi yang banyak digunakan dalam industri nabati adalah kristalisasi dengan pelarut (*wet crystallization*) maupun kristalisasi tanpa pelarut (*dry crystallization*). Keunggulan metode kristalisasi dengan pelarut adalah rendemen yang tinggi, namun metode ini menghasilkan limbah cair yang apabila terakumulasi dapat mencemari lingkungan. *Dry crystallization* merupakan pemisah trigliserida pada lemak atau minyak ke dalam dua fraksi atau lebih, dengan berdasarkan karakteristik fisik yaitu suhu, tanpa adanya penambahan senyawa lain.

Beberapa pabrik fraksinasi minyak sawit telah menggunakan metode ini namun rendemen yang dihasilkan sangat bervariasi. Hal ini mungkin disebabkan oleh ketidakcocokan pola laju pendinginan atau rancangan alat kristalisasi.

Penelitian pendahuluan pengembangan minyak makan merah telah mendapatkan beberapa parameter yang dapat mengoptimalkan proses fraksinasi tanpa pelarut (3, 11). Suhu pendinginan pertama 35°C dan suhu pendinginan kedua 23°C setelah 90 menit serta penurunan kecepatan pengaduk dari 30 rpm menjadi 15 rpm setelah 90 menit tersebut memberikan olein sebesar 67%. Proses filtrasi yang digunakan berupa vakum filtrasi. Olein yang normal berkisar 65 % sampai 68 % untuk filtrasi yang menggunakan vakum dengan proses *dry fractionation* (1).

¹ Mahasiswa program S1 Jurusan Teknologi Pangan dan Gizi, Fak. Tek. Pertanian, Institut Pertanian Bogor

Volume yang dipakai pada penelitian sebelumnya hanya 3 l, sehingga perlu dilakukan peningkatan skala sampai berkapasitas 1000 kg. Sistem proses yang telah didapat dari skala kecil tersebut akan disamakan dengan skala besar.

Pada penelitian sebelumnya, volume alat kristalisasi digunakan hanya satu volume. Peningkatan skala yang hanya berdasarkan pendekatan pada satu volume kurang disukai (6). Oleh karena itu, nilai eksponen yang terdapat dalam persamaan untuk peningkatan skala harus diperhatikan karena dapat mempengaruhi keberhasilan dalam peningkatan skala.

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mendapatkan bentuk ukuran alat kristalisasi dalam skala besar dan juga mencoba menyelaraskan sistem proses yang terdapat pada skala kecil dengan skala besar.

BAHAN DAN METODE

Bahan yang digunakan berupa minyak sawit mentah (MSM) dari PT Deli Muda, Perbaungan, Sumatera Utara dengan kadar asam lemak bebas 4,45%, *Iodine Value* (IV) 53,14 (Uji Wijs), dan dengan *cloud point* 30-26°C.

Alat fraksinasi skala 3 l yang merupakan hasil rancang bangun Pusat Penelitian Kelapa Sawit digunakan dalam penelitian ini. Pengaduk yang dipakai adalah pengaduk sigmoid (15).

Perlakuan yang dilakukan adalah perubahan kecepatan putar pengaduk, dan penggunaan suhu pendinginan terakhir 23-25°C. Percobaan pendahuluan menunjukkan bahwa perubahan kecepatan putar dari 30 rpm ke 15 rpm setelah 90 menit proses berlangsung memberikan hasil yang optimum. Percobaan ini diulang sebanyak dua kali. Percobaan tersebut dilakukan di dalam

ruangan yang ber-AC dengan suhu udara di ruangan berkisar 24°C.

Pengamatan dilakukan terhadap kadar asam lemak bebas, IV dengan metode Wijs, pengukuran *cloud point* dan kandungan stearin dan olein.

HASIL DAN PEMBAHASAN

Alat kristalisasi minyak kelapa sawit yang digunakan memakai sistem agitasi. Teori peningkatan skala dalam sistem agitasi masih sangat kompleks. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam peningkatan skala adalah parameter proses yang dipakai dan hasil yang diinginkan.

Dalam peningkatan skala, persamaan geometris perlu diperhatikan. Kemiripan geometris berdasarkan pada suatu aksioma yang menyatakan bahwa: "dua benda dinyatakan mirip secara geometri jika keberadaan setiap titik pada benda yang satu terwakili pada benda yang lain atau sebaliknya" (19). Mempertahankan kemiripan geometris selama peningkatan skala menghasilkan definisi *single scale factor* (faktor rasio) R , yang merupakan perbandingan dimensi dalam agitator (6).

Alat fraksinasi yang digunakan memiliki $Z/T = 3,72$. Beberapa nilai untuk skala laboratorium yaitu $Z_1 = 35$ cm, $C_1 = 0,4$ cm, $W_1 = 34$ cm, $D_1 = 8$ cm, dan $T_1 = 9,4$ cm (Gambar 1). Berdasarkan dari nilai $Z/T = 3,72$, kapasitas volume yang diinginkan 1000 kg dan densitas minyak sawit (0,889 g/ml pada suhu 50°C), maka nilai untuk dimensi pada skala besar dapat ditentukan dengan nilai $Z_2 = 2,708$ m, $T_2 = 0,7274$ m, $C_2 = 3,1$ cm, $W_2 = 2,64$ m dan $D_2 = 0,62$ m. (indeks 1 dan 2 berturut-turut menunjukkan kondisi pada skala laboratorium dan skala besar). Pada Tabel 1 dapat dilihat perubahan nilai dimensi setelah peningkatan skala berdasarkan kemiripan geometris.

Tabel 1. Dimensi setelah peningkatan skala

Table 1. Dimensions of crystallizer after scaling-up

Dimensi Dimension	C	W	Z	T	D
Skala laboratorium (cm) Laboratory scale (cm)	0.4	34	35	9.4	8
Skala penuh (m) Full scale (m)	0.031	2.64	2.708	0.7274	0.62

Tabel 2. Rasio antara dimensi pada alat fraksinasi

Table 2. Ratio among crystallizer dimensions

Rasio dimensi Dimension ratio	Bilangan tak berdimensi Dimensionless
Z/T	3.723
D/T	0.851
W/D	0.025
C/T	0.0425

Tabel 2 memperlihatkan nilai perbandingan antara dimensi, yang dijadikan sebagai dasar peningkatan skala berdasarkan kemiripan geometris. Nilai Z/T sebesar 3.72 dapat mengakibatkan terjadinya daerah yang tidak teraduk karena Z/T lebih besar dari 1 (6). Nilai Z/T > 1 dapat diatasi dengan penambahan jumlah pengaduk. Pada tipe pengaduk sigmoid yang digunakan dalam percobaan ini, secara tidak langsung telah terdapat penambahan jumlah pengaduk, yaitu terdapat dua buah daun pengaduk yang terletak pada bagian atas dan bawah (Gambar 1). Tipe pengaduk *anchor* seperti pengaduk sigmoid sangat berguna dalam mencegah penumpukan panas setempat seperti yang terjadi pada tangki beragitasi (14). Tipe *anchor* lebih tepat digunakan pada cairan yang berviskositas dari 10 sampai 10⁵ cP.

Daya (*power*), P yang dibutuhkan dalam aliran turbulen sebanding dengan densitas ρ , pangkat tiga dari kecepatan pengaduk N dan pangkat lima dari diameter pengaduk D. Dalam aliran laminar, P berbanding lurus dengan viskositas μ , pangkat tiga dari N dan pangkat lima dari D. Daya dapat dihitung dalam rumus (14):

$$P = N^3 D^5 N_{po} \rho \quad 1$$

dan dapat ditulis menjadi (2, 6, 7, 8, 9, 19):

$$P \propto N^3 D^5 \quad 2$$

N = kecepatan pengaduk (s⁻¹),

D = diameter pengaduk (m),

ρ = densitas (kg/m³),

P = daya (power),

N_{po} = Bilangan daya.

Bilangan Reynolds untuk sistem agitasi dihitung dengan menggunakan rumus:

$$N_{Re} = \frac{D^2 N \rho}{\mu} \quad 3$$

D = diameter pengaduk (m),

N = kecepatan pengaduk (s⁻¹),

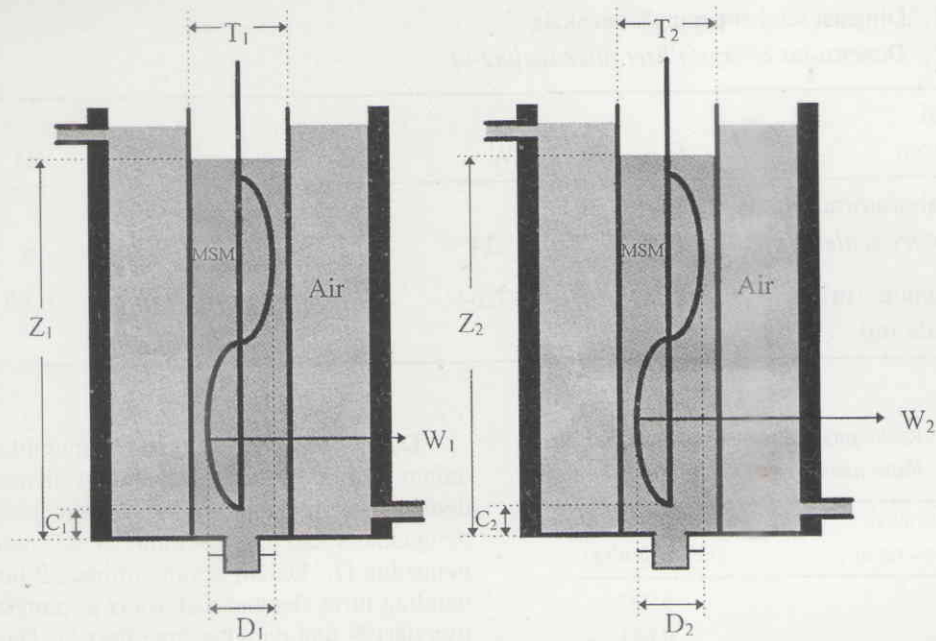
ρ = densitas (kg/m³),

μ = viskositas kinematik (Pa s), dengan

$\mu = 0.5$ Pa.s pada suhu 35°C, dan

$\mu = 1$ Pa.s pada suhu 23°C,

N_{re} = Bilangan Reynolds.



(a) Skala laboratorium
(b) Laboratory scale

(b) Skala besar
(b) Full scale

Gambar 1. Dimensi alat fraksinasi untuk skala laboratorium dan skala pilot.
Figure 1. Dimension of laboratory and full scale crystallizer.

Keterangan:

Note:

- D = diameter pengaduk,
agitator diameter,
- C = celah antara pengaduk dari dasar tangki,
agitator height from base of tank,
- Z = kedalaman MSM di dalam tangki,
depth of CPO in the tank,
- W = lebar pengaduk dari poros pengaduk,
width of agitator from the agitator shaft,
- T = diameter tangki,
tank diameter
- UF = daun pengaduk bagian atas
upper flight
- LF = daun pengaduk bagian bawah
lower flight

Power number berdasarkan bilangan **Reynolds** untuk agitator jenis *anchor* dapat dihitung sebagai berikut (4):

Untuk $10 < N_{Re} < 10,000$:

$$N_{po} = 1,05 \exp[5,64 - 0,783 \ln N_{Re} - 0,0523 (\ln N_{Re})^2 + 0,00674 (\ln N_{Re})^3] f_{geo} \quad 4$$

dan untuk nilai f_{geo} dirumuskan dalam:

$$f_{geo} = \left(\frac{H}{D} \right) \left(\frac{W/D}{0,1} \right)^{0,16} \left(\frac{D/49}{T-D} \right)^{1/2} \quad 5$$

H = tinggi pengaduk (m),
D = diameter pengaduk (m),
W = lebar pengaduk (m),
T = diameter tangki (m),
 f_{geo} = faktor koreksi geometris.

Sedangkan untuk $N_{Re} < 10$:

$$N_{po} = \frac{400}{N_{Re}} f_{geo} \quad 6$$

N_{Re} = Bilangan Reynolds,
 N_{po} = Bilangan daya,
 f_{geo} = Faktor geometris.

Peningkatan skala dihitung berdasarkan waktu pengadukan yang sama (*equal blend time*). Nilai yang dipertahankan adalah nilai bilangan pengadukan N_b ,

$$N_b = N \theta \quad 7$$

dengan θ adalah waktu pengadukan dalam detik. Di bawah kriteria *equal blend time* dan N_b konstan, maka kecepatan pengaduk akan konstan saat peningkatan skala.

$$N_2 = N_1 \quad 8$$

dan dapat ditulis lagi menjadi:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^a = N_1 \left(\frac{1}{R} \right)^a \quad 9$$

N_1 = kecepatan perputaran pengaduk untuk skala laboratorium (s^{-1}),

D_1 = diameter pengaduk untuk skala laboratorium (m),

N_2 = kecepatan pengaduk untuk skala besar (s^{-1}),

D_2 = diameter pengaduk untuk skala besar (m),

R = faktor rasio.

Nilai eksponen x (Persamaan 16) dan s (persamaan 12) dapat ditemukan melalui Persamaan 1 sampai 9. Di bawah kondisi kemiripan geometris (1, 6):

$$\frac{P}{V} \propto N^3 D^2 \text{ (turbulen)}^a \quad 10$$

$$\frac{P}{V} \propto N^2 \text{ (laminar)}^b \quad 11$$

P = daya (watt),

N = kecepatan perputaran pengaduk (s^{-1}),

V = volume (m^3),

D = diameter pengaduk (m).

Dalam perhitungan peningkatan skala:

$$\left(\frac{P}{V} \right)_2 = \left(\frac{P}{V} \right)_1 \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^s = \left(\frac{P}{V} \right)_1 R^s \quad 12$$

P = daya (watt),

N = kecepatan perputaran pengaduk (s^{-1}),

V = volume (m^3),

D = diameter pengaduk (m),

T = diameter tangki (m),

s = nilai eksponen peningkatan skala,

indeks 1 dan 2 masing-masing menunjukkan skala laboratorium dan skala besar.

Apabila Persamaan 9 disubstitusikan ke dalam Persamaan 10 maka akan didapat nilai eksponen $s = 2$ dan jika Persamaan 9 dimasukkan ke dalam Persamaan 11 akan didapat nilai eksponen $s = 0$. Sedangkan nilai torsi yang dirumuskan dalam:

$$T_q = \frac{P}{2N\pi} \quad 13$$

$$\frac{T_q}{V} \propto N^2 D^2 \quad (\text{turbulen}) \quad 14$$

$$\frac{T_q}{V} \propto N \quad (\text{laminar}) \quad 15$$

T_q = Torsi (N m),

N = kecepatan perputaran pengaduk (s^{-1}),

T = diameter tangki (m),

R = faktor ratio,

V = volume tangki (m^3),

D = diameter pengaduk (m),

indeks 1 dan 2 masing-masing menunjukkan skala laboratorium dan skala besar.

Dalam peningkatan skala dirumuskan :

$$\left(\frac{T_q}{V}\right)_1 = \left(\frac{T_q}{V}\right)_2 \left(\frac{T_q}{T_1}\right)^x = \left(\frac{T_q}{V}\right)_2 R^x \quad 16$$

x = nilai eksponen peningkatan skala.

Jika Persamaan 14 disubstitusikan ke dalam Persamaan 16 maka akan didapat nilai eksponen $x = 2$ untuk aliran turbulen dan jika Persamaan 15 disubstitusikan ke dalam Persamaan 16 akan didapat $x = 0$ untuk aliran laminar.

Nilai eksponen $n = 0$, $x = 2$ dan $s = 2$ merupakan nilai hasil perhitungan dari peningkatan skala apabila diasumsikan aliran yang terjadi adalah aliran turbulen dan $n = 0$, $x = 0$ dan $s = 0$ untuk aliran laminar (6, 9). Jika nilai eksponen tersebut dimasukkan ke dalam Persamaan 9, 12, dan 16 maka akan didapat suatu rumus baku untuk peningkatan skala dengan kondisi aliran laminar dan turbulen.

Dalam mempertahankan N_b , daya per unit volume meningkat sebanding dengan

pangkat dua dari diameter tangki (13). Keberhasilan dalam peningkatan skala dengan menggunakan metoda satu volume tergantung dari ketepatan memilih nilai eksponen (6).

Tabel 3 merupakan hasil dari perhitungan dengan menggunakan Persamaan 1, 3, 4, 5, 6, 13, dan 14 dan nilai-nilai tersebut merupakan nilai-nilai pendekatan yang berdasarkan perhitungan dengan menggunakan data dari kemiripan geometris. Hasil dari perhitungan pada kemiripan geometris dijadikan sebagai dasar untuk perhitungan kemiripan kinematik. Perhitungan yang dilakukan mungkin saja tidak sesuai dengan keadaan yang sebenarnya di dalam skala besar karena dipengaruhi oleh faktor-faktor lain seperti sifat mekanik yang terdapat pada mesin pengaduk.

Daya yang dihitung ada dua, yaitu daya untuk kecepatan perputaran 30 rpm dan daya untuk kecepatan perputaran 15 rpm. Daya per unit volume untuk 30 rpm sebesar $20,92 \text{ W/m}^3$ untuk skala besar dan untuk skala laboratorium $6,16 \text{ W/m}^3$. Daya per unit volume untuk 15 rpm pada skala laboratorium sebesar $6,16 \text{ W/m}^3$ dan untuk skala besar $12,32 \text{ W/m}^3$.

Daya per unit volume pada skala laboratorium dikalikan dengan pangkat dua dari faktor R (D_2/D_1) tidak sama dengan nilai daya per unit volume pada skala besar. Hal ini disebabkan karena perubahan bilangan Reynolds dari kecenderungan aliran laminar menjadi aliran transisi. Hubungan bilangan Reynolds dengan bilangan daya tidak linear tetapi merupakan suatu persamaan eksponensial pada jenis aliran transisi sehingga persamaan daya per unit volume untuk peningkatan skala tidak terpenuhi.

Tabel 3. Perubahan dimensi setelah peningkatan skala

Table 3. Dimensional change after scaling-up

Dimensi <i>Dimension</i>	Skala laboratorium <i>Laboratory scale</i> (3 liter)		Skala besar <i>Full scale</i> (1000 kg)	
Diameter pengaduk (m) <i>Agitator diameter (m)</i>	0.08		0.62	
Waktu pengadukan (jam) <i>Blending time (hour)</i>	5		5	
Kecepatan perputaran <i>Rotational speed</i>	15 rpm	30 rpm	15 rpm	30 rpm
Daya per unit volume (W/m^3) <i>Power per volume unit (W/m^3)</i>	6.16	12.32	7.73	20.92
Torsi per unit volume (N/m^2) <i>Torque per volume unit (N/m^2)</i>	3.92	3.92	4.92	6.66
Bilangan daya (N_{po}) <i>Power number</i>	324.4	81.1	6.75	2.28
Bilangan Reynolds (N_{re}) <i>Reynolds number</i>	1.44	5.76	86.49	345.96

$\mu = 500$ cP (30-35°C), $\mu = 1000$ cP (20-25°C) dan $\rho = 900$ kg/m³ (42°C) (14)

Berdasarkan data dari Tabel 3, diperoleh nilai eksponen $s = 0,258$ untuk kecepatan 30 rpm dan $s = 0,11$ untuk kecepatan 15 rpm. Nilai eksponen x juga sama dengan nilai s pada kedua kecepatan pengaduk tersebut. Untuk mendapatkan $s = 0$ (aliran laminar) maka pada skala besar dan skala laboratorium harus laminar, begitu juga dengan $s = 2$, kedua skala harus turbulen. Secara teoritis setiap peningkatan skala dengan mempertahankan waktu pengadukan konstan akan didapat peningkatan daya per volume dan torsi per volume pada skala besar.

Seandainya bilangan Reynolds dipertahankan konstan pada peningkatan skala maka daya, kecepatan, dan hampir semua parameter akan turun. Sehingga mempertahankan bilangan Reynolds konstan bukan merupakan kriteria yang baik dalam peningkatan skala (13).

Nilai-nilai yang dicantumkan pada Tabel 3 hanya merupakan hasil dari perhitungan secara teoritis, secara praktek mungkin ada terjadi perubahan seperti pada daya. Gaya gesekan antara komponen dalam pengaduk harus diperhitungkan karena merupakan salah satu faktor yang mempengaruhi daya yang akan digunakan. Kehilangan energi akibat panas, beban, efisiensi mesin tidak dicantumkan dalam perhitungan daya. Nilai daya dan torsi tersebut dapat dijadikan sebagai acuan ataupun pendekatan untuk mendapatkan nilai yang aktual.

Dengan mempertahankan nilai pengadukan konstan, nilai-nilai lain seperti bilangan Reynolds, daya, dan parameter lain naik, tidak terdapat parameter yang turun. Peningkatan skala dengan berdasarkan waktu pencampuran merupakan salah satu

upaya pendekatan nilai untuk mendapatkan nilai yang sebenarnya pada skala pabrik.

Pindah panas yang terjadi pada alat kristalisasi diasumsikan berlangsung secara konduksi dalam keadaan seimbang. Suhu air 37°C diambil sebagai titik suhu tertinggi air akibat dari perpindahan panas dari minyak sawit. Suhu lingkungan dipertahankan 26°C dan panas yang keluar dari air ditahan dengan menggunakan insulator. Hasil analisa menunjukkan bahwa debit air yang digunakan untuk pendinginan sangat berpengaruh terhadap perpindahan panas. Debit air yang dipergunakan dalam percobaan sekitar 12 l/ menit.

Pindah panas secara konduksi dalam keadaan setimbang (*steady state*) pada suatu bahan dapat ditulis menjadi (5, 6, 10, 12, 17):

$$\frac{Q}{A} = -k \frac{dT}{dx} \quad 17$$

- k = konduktivitas panas dari insulator (W/m °C)
 q = pindah panas (kJ/s)
 A = luas permukaan (m²)
 T = suhu (°K)
 x = tebal insulator (m)

Jumlah panas yang pindah per satuan luas dari suhu tinggi ke suhu rendah untuk skala kecil sama besar dengan skala besar. Jadi tebal insulator yang dipakai untuk skala kecil sama tebalnya dengan skala pabrik. Tebal insulator yang dipakai pada laboratorium adalah 1 cm dan berdasarkan perhitungan untuk skala pabrik tebalnya 1,07 cm.

KESIMPULAN DAN SARAN

Peningkatan skala berdasarkan prosedur percobaan satu volume dengan mempertahankan waktu pengadukan menghasilkan kenaikan nilai daya, torsi, dan bilangan Reynolds. Dalam peningkatan skala, ke-

cepatan pengaduk diatur pada kecepatan skala laboratorium. Kecepatan ini memberikan perolehan olein tertinggi. Nilai daya dan torsi hasil perhitungan adalah nilai teoritis. Gaya gesekan antara komponen, efisiensi alat, dan beban alat perlu dipertimbangkan dalam perhitungan daya yang diperlukan dalam proses.

Tebal insulator yang dipakai 1,07 cm untuk skala pabrik yang tidak jauh berbeda dengan tebal insulator untuk skala laboratorium yaitu 1 cm. Debit air yang masuk sebagai pendingin berpengaruh terhadap tebal insulator. Semakin kecil debit air yang digunakan maka semakin banyak panas yang akan terserap oleh insulator, sehingga semakin tebal insulator yang dibutuhkan.

DAFTAR PUSTAKA REFERENCES

1. AFFANDI, M.S.Y. 1994. Refining and downstream processing palm oil and palm kernel oils. Di dalam Selected Readings on Palm Oil and Its Uses. PORIM. Malaysia.
2. AIBA, A. 1973. Biochemical Engineering. Academic Press, Inc., New York.
3. ARIANA, D.P. dan P. GURITNO. 1995. Karakteristik proses kristalisasi minyak sawit mentah. Jurnal Penelitian Kelapa Sawit, 3(3):215-225.
4. BAKKER, A. and L.E. GATES. 1995. Properly choose mechanical agitators for viscous liquids. Chemical Engineering Process, December.
5. BIRD, R. B., W.E. STEWART and E.N. LIGHT-FOOT. 1960. Transport Phenomena. John Wiley & Sons. New York.
6. BRODKEY, R.S. and H.C. HERSHEY. 1989. Transport Phenomena. A unified approach. McGraw Hill International Editions. Singapore.
7. CHARM, S.E. 1978. The Fundamentals of Food Engineering. AVI Publishing Company, Inc., Westport, Connecticut.
8. FELLOWS, P. 1992. Food Processing Technology: Principle and Practice. Ellis Horwood. New York.

9. GARRISON, C.M. 1992. How to design and scale mixing pilot- plants. Chemical Engineering, Desember 1992, hal. 63-70.
10. HELDMAN, D. R. AND R.P. SINGH. 1981. Food Process Engineering. AVI Publishing Company, Inc., Westport. Connecticut.
11. JATMIKA, A. dan P. GURITNO. 1996. Produksi minyak sawit kaya provitamin A. Jurnal Penelitian Kelapa Sawit (in press).
12. KERN, D.Q. 1965. Heat Transfer Process. McGraw Hill International Editions. Singapore.
13. MATLEY, J. and R. GREENE. 1983. Scale-up. Chemical Engineering, June 1983, hal. 106.
14. MCCABE, W.L. J.C. SMITH. 1956. Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw-Hill Book Company, Inc. Kogakusha Company, LTD. Tokyo.
15. PUSAT PENELITIAN KELAPA SAWIT. Laporan Riset Unggulan Terpadu 1996-1997. Pusat Penelitian Kelapa Sawit, Medan.
16. TIMMS, R.E. 1985. Physical properties of oils and mixtures of oils. JAOCS, 62(2): 241 - 248.
17. TOLEDO, R. T. 1980. Fundamentals of Food Engineering. AVI Publishing Company, Inc. USA.
18. VALENTAS, K. J., LEON LEVINE, and J. PETER CLARK. 1991. Food Processing Operation and Scale-Up. Marcel Dekker, Inc., New York.
19. WIRAKARTAKUSUMAH, M.A., G. PRIYANTO, M. ARPAH, dan B. NURTAMA. 1991. Teknik Pangan Lanjut. Laboratorium Rekayasa Proses Pangan. PAU-IPB. Bogor.

Scaling up of crude palm oil crystallizer for red palm oil production

Purboyo Guritno, Diwan Prima Ariana and Candra¹

Abstract

Crude palm oil (CPO) crystallizer with 3 liter capacity was used as the base for scaling up 1 ton crystallizer. The geometric similarity approach is used for scaling up using single factor, R, which is the ratio among dimensions of agitator.

The scaling up procedure using one shape of equipment with the specified volume is undesirable, however, the success of using this procedure lays on the precision of the exponent number selection. Blend number was used as the base of scaling up. Blend number was kept constant during scaling up so that it will produce the equal rotational speed of agitator before and after scaling up.

The crystallizer tank was equipped with jacketed cooler and insulator to maintain the optimum process condition.

Key words : crude palm oil, fractionation, crystallizer

Introduction

The refining process of palm oil consists of degumming, bleaching, deodorizing, and fractionating. Vegetable oil refinery

industries use fractionation either by wet crystallization (solvent crystallization) or by dry crystallization (without solvent). The solvent crystallization produces more olein than dry crystallization. However, the solvent crystallization produces more polluting liquid waste. Dry crystallization is the method for triglycerides separation

¹ Undergraduate student, Department of Food Technology and Nutrition, Faculty of Agricultural Technology, Bogor Agricultural University.

of oil or fat into two or more fractions, based on the different physical characteristics of the fractions. Some palm oil fractionation plants have used dry fractionation method, but the olein yield is often variably. This is probably due to inappropriate cooling pattern during crystallization process or crystallizer design.

From preliminary work on red palm oil development, some parameters that optimize dry fractionation process has been obtained (3,11). The best parameters producing the highest olein yield were the first cooling temperature of 35°C, the final cooling temperature of 23°C, and agitator speed reduction from 30 rpm to 15 rpm after 90 minutes from the initial process. The filtration process used vacuum filtration. The normal olein yield using dry fractionation with vacuum filtration is between 65 and 68% (2).

The previous work used crystallizer with a single volume of 3 liters. In order to be applied in commercial scale, the volume of crystallizer should be scaled up to 1000 kg CPO. The processing system in laboratory and in full scale should be the same. The scaling up based on a single volume approach is less desirable (6). Thus, the exponential value in the scaling up equation has to be considered because it can affect the success of scaling up.

The aim of the research is to obtain crystallizer dimension for full scale production and to harmonize processing system both in laboratory and full scale.

Materials and Methods

The CPO was obtained from PT Deli Muda, Perbaungan, North Sumatra with 4.45% free fatty acid (FFA), 53.14 iodine value (IV) (Wijs test), and 30-26°C cloud point (CP).

The 3 l crystallizer and the sigmoid type of agitator designed by IOPRI were used in this experiment (15)

The agitator rotational speed and the final cooling temperature were the treatment in this experiment. Previous experiment showed that reducing agitator speed from 30 to 15 rpm after 90 minutes process produced optimum result. This experiment was conducted in a 24°C air conditioned room and was repeated two times. The variables observed were FFA, IV (Wijs test), CP, olein and stearin yield.

Result and Discussion

The agitation system used for palm oil crystallization scaling up theory is still very complicated. Some factors that should be considered in scaling up are the process parameters and the expected result.

In scaling up, geometric similarity should be considered. Geometric similarity is based on an axiom: "two materials are geometrically similar if every point in one material can be represented to another vice versa" (19). Using geometric similarity approach, it will produce a single scale factor R defined as ratio among agitator dimensions (6).

The crystallizer used has $Z/T = 3.72$, $Z_1 = 35$ cm, $C_1 = 0.4$ cm, $W_1 = 34$ cm, $D_1 = 8$ cm, and $T_1 = 9.4$ cm (Figure 1). Based on $Z/T = 3.72$, the desired volume of 1000 kg and palm oil density (0.889 g/ml at 50°C), the value for large dimension can be determined with value of $Z_2 = 2.708$ m, $T_2 = 0.7274$ m, $C_2 = 3.1$ cm, $W_2 = 2.64$ m and $D_2 = 0.62$ m (subscripts 1 and 2 denote the conditions at laboratory scale and full scale, respectively). Table 1 shows the dimensions after scaling up based on geometric similarity.

Table 2 shows ratio values among dimensions, which were considered as the bases of scaling up based on geometric similarity. The Z/T value of 3.72 resulted in non agitated area because the value was more than 1 (6). The $Z/T > 1$ can be overcome by adding more agitators. The sigmoid type of agitator used in this experiment has one additional agitator, because the agitators have 2 agitator flights located perpendicularly in top and bottom (Figure 1). *Anchor* type agitator, like the *sigmoid* agitator, is useful in preventing local heat accumulation in agitated tank (14). *Anchor* type is appropriate for liquid having 10 to 10^5 cP viscosity.

In laminar flow, P is proportional to viscosity μ , the power of 3 of N and the power of 5 of D . The power can be calculated in equation (14) :

$$P = N^3 D^5 N_{po} \rho \quad 1$$

and can be written in form (1, 6, 7, 8, 9, 19):

$$P \propto N^3 D^5 \quad 2$$

N = agitator speed (s^{-1})
 D = agitator diameter (m)
 ρ = density (kg/m^3)
 P = power
 N_{po} = power number

The Reynolds number for agitation system was obtained from equation :

$$N_{Re} = \frac{D^2 N \rho}{\mu} \quad 3$$

D = agitator diameter (m),
 N = agitator speed (s^{-1}),
 ρ = density (kg/m^3),
 μ = kinematic viscosity (Pa s), with
 $\mu = 0.5$ Pa.s at $35^\circ C$, and
 $\mu = 1$ Pa.s at $23^\circ C$.
 N_{Re} = Reynolds number.

Power number based on Reynolds number for anchor type agitator can be calculated as follow (5) :

For $10 < N_{Re} < 10,000$:

$$N_{po} = 1.05 \exp[5.64 - 0.783 \ln N_{Re} - 0.0523 (\ln N_{Re})^2 + 0.00674 (\ln N_{Re})^3] f_{geo} \quad 4$$

f_{geo} defined as :

$$f_{geo} = \left(\frac{H}{D} \right) \left(\frac{W/D}{0.1} \right)^{0.16} \left(\frac{D/49}{T-D} \right)^{1/2} \quad 5$$

H = agitator height (m),
 D = agitator diameter (m),
 W = agitator width (m),
 T = tank diameter (m),
 f_{geo} = geometric correction factor.

for $N_{Re} < 10$:

$$N_{po} = \frac{400}{N_{Re}} f_{geo} \quad 6$$

N_{Re} = Reynolds number,
 N_{po} = Power number,
 f_{geo} = Geometric correction factor.

Scaling up was calculated based on an equal blend time. The constant is agitation number N_b ,

$$N_b = N \theta \quad 7$$

is agitation time in second. Under equal blend time criteria and constant value of N_b , the agitator speed will be constant during scaling up.

$$N_2 = N_1 \quad 8$$

and can be written in form :

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^n = N_1 \left(\frac{1}{R} \right)^o \quad 9$$

N_1 = agitator speed in laboratory scale (s^{-1}),
 D_1 = agitator diameter in laboratory scale (m),
 N_2 = agitator speed in full scale (s^{-1}),
 D_2 = agitator diameter in full scale (m),
 R = ratio factor.

The exponent value of x (Equation 16) and s (Equation 12) can be found through equation 1 to 9. Under geometric similarity (1, 6):

$$\frac{P}{V} \propto N^3 D^2 \text{ (turbulen)}^a \quad 10$$

$$\frac{P}{V} \propto N^2 \text{ (laminar)}^b \quad 11$$

P = power (watt),
 N = agitator rotational speed (s^{-1}),
 V = volume (m^3),
 D = agitator diameter (m).

In scaling up calculation:

$$\left(\frac{P}{V}\right)_2 = \left(\frac{P}{V}\right)_1 \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^s = \left(\frac{P}{V}\right)_1 R^s \quad 12$$

P = power (watt),
 N = agitator rotational speed (s^{-1}),
 V = volume (m^3),
 D = agitator diameter (m),
 T = tank diameter (m),
 s = exponent value of scale up,
 subscript 1 and 2 denote to laboratory and full scale respectively.

If Equation 9 is substituted into equation 10 then it can be obtained the value of exponent $s=2$ and if the equation 9 is substituted into equation 11 it can be obtained the value of exponent $s=0$. Torsion can be calculated with equation:

$$T_q = \frac{P}{2N\pi} \quad 13$$

$$\frac{T_q}{V} \propto N^2 D^2 \text{ (turbulen)} \quad 14$$

$$\frac{T_q}{V} \propto N \text{ (laminar)} \quad 15$$

T_q = Torsi (N m),
 N = agitator rotational speed (s^{-1}),
 T = tank diameter (m),
 R = ratio factor,
 V = tank volume (m^3),
 D = agitator diameter (m),
 subscript 1 and 2 denote to laboratory and full scale respectively.

In scaling up:

$$\left(\frac{T_q}{V}\right)_1 = \left(\frac{T_q}{V}\right)_2 \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^x = \left(\frac{T_q}{V}\right)_2 R^x \quad 16$$

x = exponent value of scale up

If Equation 14 is substituted into Equation 16 then it can be obtained the value of exponent $x=2$ for turbulent flow and if Equation 15 is substituted into Equation 16, it can be obtained $x=0$ for laminar flow.

The values of exponent $n=0$, $x=2$, and $s=2$ are the result of scaling up calculation for turbulent flow assumption and $n=0$, $x=0$, and $s=0$ for the laminar (6,9). If those exponent values are substituted into Equation 9, 12, and 16, a base formulation for scaling up in laminar and turbulent conditions can be obtained.

By keeping the value of N_b constant, power per volume unit increases proportionally to power of 2 of tank diameter (13). The success of scaling up with single volume method depends on an appropriate choice of exponent value (6).

Table 3 shows calculation result using Equation 1, 3, 4, 5, 6, 13, and 14. Those values are estimated value based on calculation using geometric similarity data. The result is used as the base for kinematic similarity calculation. This calculation may be not appropriate with actual condition in full scale because it is affected by some other

factors, such as mechanical characteristics of agitation machine.

There were two kinds of calculations of power consumption, the first was the power at 30 rpm agitator rotational speed, and the other was the power at 15 rpm. The power per volume unit of 30 rpm was 20.92 W/m^3 for full scale and 6.16 W/m^3 for laboratory scale. The power per volume unit of 15 rpm, was 12.32 W/m^3 for full scale and 6.16 W/m^3 for laboratory scale.

The power per volume unit at laboratory scale times the power of 2 of R factor (D_2/D_1) was not equal to those at full scale. This is because Reynolds number changes from laminar flow to transitional flow. The relationship between Reynolds number and power number is exponential at transitional flow so that the equation of power per volume unit for scaling up is not valid.

Based on data from Table 3, the value of exponent s was 0.258 for 30 rpm and s was 0.11 for 15 rpm. Exponent value of x was also the same as s value at both speed of agitator. To obtain $s=0$ (laminar flow), both the flow at large and laboratory scale have to be laminar, and to obtain $s=2$, both scale must have a turbulent flow. Theoretically, every scaling up with keeping constant agitation time will obtain the increase of power per volume unit and torsion per volume at full scale production.

If the Reynolds number keeps constant in scaling up, the power, speed, and almost all parameters will decrease. Thus, keeping the Reynolds number constant is not a good criterion in scaling up (13). The values show in Table 3 is the result of theoretical calculation. In practice, there will be some differentiation in parameter of the process, such as a power. Frictional force among components in agitator have to be considered because it is one of the factors on which power will be affected. The energy

losses caused by heat, load, and machine efficiency were not considered in power calculation. The calculated value of power and torque can be used as a reference for obtaining their actual values.

Keeping the agitation time constant, values such as Reynolds number, power, and other parameter will increase. The scaling up based on mixing time is one of the approaches to obtain actual value at full scale.

Heat transfer in crystallization was assumed to occur in conduction and in steady state condition. The water temperature of 37°C was used as the point of highest water temperature because of heat transfer from CPO during crystallization process. Environmental temperature was kept at 26°C and heat dissipation from water to surrounding air was prevented by insulator. The water discharge used for cooling greatly affected the heat transfer. The water discharge used in this experiment was 12 l/minute.

The heat transfer in steady state condition in a material, can be written in the form (5, 6, 10, 12, 17):

$$\frac{Q}{A} = -k \frac{dT}{dx}$$

17

k = heat conductivity of insulator ($\text{W/m } ^\circ\text{C}$),

q = heat transfer (kJ/s),

A = area (m^2),

T = temperature ($^\circ\text{K}$),

x = insulator thickness (m).

The heat transferred per unit area from higher temperature to lower temperature for small or full scale is the same. Therefore, the thickness of insulator for small scale is about the same as insulator thickness for full scale. The thickness of insulator used in laboratory scale was 1 cm and based on calculation for full scale the thickness was 1.07 cm.

Conclusion

Scaling up based on experimental procedure for single volume with keeping constant agitation time results in an increase in power, torsion, and Reynolds number. In scaling up, the agitator speed was set as at that of laboratory scale. This speed setting has produced the highest olein yields. Power number and torque calculated are the theoretical values. The friction among

component, machine efficiency, and load has to be considered in calculating the power requirement in a process.

The thickness of insulator was obtained to be 1.07 cm for full scale which is close to the value in the laboratory scale, i.e. 1 cm. Water discharge as cooling media was affected on insulator thickness. The less water discharge used the more heat absorbed by insulator, resulting in the thicker insulator required.

00000