液化ブタンによる大豆の抽出に関する研究 (第4報)

原料大豆の乾燥法について

安 田 耕 作*・徳 永 敏 一*

Studies on Extraction of Soybeans by Liquid Butane. IV.

Methods of Drying Soybean Flakes

Kōsaku YASUDA and Toshikazu TOKUNAGA

Abstract

Soybean proteins are liable to undergo denaturation by heating. Particularly, when the moisture content of soybeans is high, protein denaturation takes place readily even at relatively low temperature levels. Even in the case of butane extraction, the occurrence of protein denaturation is conceivable when extracted flakes from soybeans of a high moisture content is subjected to a local overheating in the commercial desolventizer. Extracted flakes from raw soybeans without preliminary drying also have invariably too high moisture content to be accepted normally in the market. It is therefore necessary to reduce the moisture content of soybean flakes by drying without causing any denaturation of their proteins.

In this paper, results of studies on drying soybean flakes using a through circulation dryer were reported. This dryer operated under the optimum condition has been found very effective, giving dried flakes of a moisture content of about 8% or less. The decrease of soluble proteins during drying is only 1% or less (on the basis of total proteins). Also the data on the design of a 200 tons per day dryer are presented.

結 論

第1報¹⁾において抽出油カスのタンパク質は加熱により熱変性を起こし、油カス中の水分が多いと比較的低温でも容易に熱変性を起こすことを述べた。また第3報²⁾では原料中の水分が特に多くなくても 70°C, 2 hr の抽出条件で油カスタンパク質はかなり変性することを述べた。ブタン抽出では抽出温度が低く 30~40° であって抽出時に油カスの熱変性が起こることはないが脱溶剤時には多少温度を上げなければならないのである程度その危険性が生じる。ことに工業的大規模装置では局部加熱の機会が多いことや、また経済的見地からいくらか高温加圧の状態脱溶剤する方法が採用されることも考えられる。いずれにしても工業装置の場合の脱溶剤条件が中間規模実験の条件とまったく同じで十分であると考えるのはやや危険であろう。原料を乾燥して水分を減じなければならない第一の理由は水分を少なくして油カス熱変性の起こる機会をできるだけ少なくしようという点にある。一般に原料大豆の水分は 11~12% であるがこれから約20%の油分を抽出すると油カスの水分は13.7~15%となり通常の市販脱脂大豆水分の 10~11% に比しかなり多いといわなければならない。製品油カスの水分を

10%以下にしたい場合油カスの熱変性を起こさないで脱溶剤と同時に水分を除去することは困難である。原料を乾燥しなければならぬ第二の理由は製品油カスの水分を少なくして商品価値を高めようという要求に基づくものである。

通常、原料大豆の乾燥は回転式乾燥器によるがこの方式では加熱温度が高いことや滞留時間が長いために大豆タンパク質に熱変性が起こりやすい。もう一つの乾燥方法に通気乾燥方式がある。この方式によると加熱が均一に行なわれ、乾燥速度が大きいから、滞留時間が短くてすむので大豆タンパク質の熱変性を極度に押えることができると考えられる。Perry³⁾によると通気乾燥器による乾燥実験データは大体 表-1 のようである。

表-1

試 料	水分 (乾燥物基準%)		試料負荷 (試料 kg/乾燥床面積)	乾燥時間 (hr)	乾燥速度 (乾燥水分kg/m ² ・hr)
	乾燥前	乾燥後			
アスベスト・ファイバー	47	0.8	13.6	0.155	40.5
酢酸セルロース	114	9	1.42	0.05	30
リトボン	35	0.4	63.5	0.5	44
デンプン	86.6	6.9	26.2	0.75	27.8
酸化チタン	102	10	6.7	0.17	37.2

* 日清製油株式会社 研究所 (横浜市神奈川区千谷町1の3)
Nisshin Oil Mills, Ltd. Research Laboratory

注) 棚式乾燥器の乾燥速度は約 1.0 kg/m²・hr である。

われわれの実験によると¹⁾ tube dryer 式脱溶剤器において tube dryer 入口試料（抽出油カス）の水分が 10%（ヘキサンを除去した抽出油カスに対し）以下ならば 70°C 以下の処理温度でほとんど油カスは熱変性しないことを認めている。ボタン抽出の脱溶剤は工業的にも 70°C 以下の低温で十分実施できると考えられるので脱溶剤器入口試料の水分を 10% に押えればボタン抽出脱溶剤工程での油カスの熱変性は無視できるだろう。脱溶剤器入口試料の水分を 10% に押えるためには原料大豆水分を 8% に押えればよいことになる。

今回は原料フレークの熱変性をまったく起こさせないで通気乾燥により水分 8% の原料フレークを製造する目的で乾燥実験を行ない最適作業条件を調べ、その乾燥大豆フレークの品質を回転乾燥器の場合と比較し、あわせて工業的規模の通気乾燥装置について検討を加えた。

実験および実験結果

実験に用いた小型の通気乾燥器の略図を 図-1 に示す。分析は第 1 報に準じて行なった。

A: 乾燥室(30 cm×30 cm×30 cm) B: 試料 C: 温度計
D: エロフィンヒーター E: 蒸気トラップ F: ダンパー
G: ターボファン H: ダンパー I: ダンパー J: ダンパー
K: ドラフトゲージ L: 蒸気パイプ M: 圧力計
N: ノズキ窓

図-1

1. ダンパー開度、風量、フレーク層の厚さおよび圧力差の関係 図-1 に示す 通気乾燥器 を用いておおよその作業条件を知る目的で大豆フレーク（圧延度 0.45 mm）の乾燥実験を行なった。実験結果を 表-2 に示す。表中のダンパー開度（%）はダンパーの回転角度 90° を 100%（全開）とする表示方法を採用した。また試料の上下における通風の圧力差は水柱 mm をとり、通風の流速は乾燥室(A)内の平均流速 m/min で表わした（以下流速はいずれも A 内の測定値を表わす）。

2. 通気乾燥条件と処理原料の性状 大豆フレークを採取し、それぞれ所定条件で通気乾燥した。原料は水

分 13.0%，水溶性タンパク質 86%，圧延度 0.45 mm であった。実験結果を 表-3 に示す。

表-2

番号	試料重量 (kg)	試料層の厚さ (mm)	ダンパー開度 (%)	試料上下における圧力差 (mm)	通風流速 (m/min)	フレーク層の性状
1	2	60	20	21	45	
2	2	60	25	23	80	フレークの微粉飛散
3	2	60	37.5	25	170	フレークの微粉飛散大
4	4	115	20	24	39	
5	4	115	25	29	56	
6	4	115	30	33	96	フレークの微粉飛散
7	4	115	37.5	39	140	フレークの微粉飛散大
8	6	175	20	28	11	
9	6	175	25	35	21	
10	6	175	30	40	58	
11	6	175	37.5	57	115	フレークの微粉飛散大
12	8	230	25	54	18	
13	8	230	30	65	29	
14	8	230	37.5	73	62	フレークの微粉飛散
15	8	230	50	85	73	フレークの微粉飛散
16	8	230	75	95	82	フレークの微粉飛散
17	10	280	25	52	5	
18	10	280	37.5	82	25	
19	10	280	50	99	65	
20	10	280	100	115	126	フレークの微粉飛散大

表-3

番号	処 理 条 件															乾燥したものの性状				
	試料重量 kg	試料層の厚さ mm	加熱空気温度 ℃	形式	時間 min	フ レ ー ク 層 温 度 (℃)													水分 (%)	水溶性タンパク質 %
						時間 (min)														
						2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	14	15			
1	2	60	110	密閉式	5	76	88	88	92									8.4	82	
	2	60		10	76	88	92	92	93	100	101	102	103				3.8	70		
	2	60		15	76	88	92	92	93	100	101	102	103	102	108	106	2.9	68		
2	2	60	100	密閉式	5	75	86	92	93									9.3	82	
	2	60		10	75	86	92	93	91	95	94	96	96				5.6	78		
	2	60		12	75	86	92	93	91	95	94	96	96	97			4.4	70		
3	2	60	90	密閉式	5	—	69	77	81									12.8	83	
	2	60		10	—	69	77	81	79	84	88	89	89				7.4	82		
	2	60		15	—	69	77	81	79	84	88	89	89	89	88	86	5.6	83		
4	2	60	100	開放式	7	72	92	96	97	96	92							7.0	82	
	2	60		14	72	92	96	97	96	92	90	92	91	96	96		3.5	70		
5	1	30	85	開放式	5	—	—	73	78									6.7	85	
	1	30		10	—	—	73	78	78	80	82	81	81				5.1	82		
6	1	30	75	開放式	5	—	—	70	73									6.3	85	
	1	30		10	—	—	70	73	71	73	72	71	71				5.7	85		
	1	30		15	—	—	70	73	71	73	72	71	71	71	71	73	4.5	84		

- 注 1) 密閉式とは系全体を完全に密閉した場合をいい、開放式とは廃ガスを系外に出し、通気ガスとしては新しい空気を系外から取り入れた場合をいう。
2) 一印は 70°C 以下の温度を示す。
3) 通風量は流速として 50 m/min であった。
4) 表中の水溶性タンパク質は試料を脱水冷ヘキサンで抽出した油カスについて第 1 報に準じて求めた。

3. 通気乾燥器および回転乾燥器による乾燥大豆の品質比較 今回は同一圧延大豆を試料としてそれぞれ通気乾燥器による乾燥と回転乾燥器による乾燥実験を行ない乾燥大豆の水分と水溶性タンパク質を調べた。実験結果を表-4に示す。試料は水分11.2%, 水溶性タンパク質89%, 圧延度0.45mmのものをを用いた。水溶性タンパク質は試料を脱水冷ヘキサンで抽出した油カスについて第1報に準じて求めた。

表-4

番号	乾燥法	フレーク層温度 (°C)														処理原料の性状 水分 (%)	水溶性タンパク質 (%)
		時間 (min)	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
1	回転乾燥法による	(工場の通常乾燥法による)														7.9	86
1	フレーク層 60															9.4	89
2	55 mm	60 70 73														7.4	89
2	開放式通気乾燥法による	60 70 73 73 73														7.0	88
4	通風流速 60 m/min	60 70 73 73 73 74 74 75														6.6	88
5	50 m/min	60 70 73 73 73 73 74 74 75 77 77 75 73 74														5.7	88
1	フレーク層 30 mm	—														8.3	89
3	開放式通気乾燥法による	— 63 71														7.2	89
3	通風流速 50 m/min	— 63 71 72 76														6.4	88

注) 一印は 60°C 以下の温度を示す。

4. エロフィン・ヒーターの総括伝熱係数の測定

通気乾燥装置を用いてそのエロフィン・ヒーターの総括伝熱係数を求める実験を行なった。実験および計算の結果を表-5に示す。

表-5

番号	タンバ一開度 (%)	エロフィン・ヒーター				通 気 ガ ス			対数平均温度差 (°C)	総括伝熱係数 (kcal/m ² ・hr・°C)
		蒸気圧力 (kg/cm ² ゲージ)	蒸気温度 (°C)	伝熱面積 (m ²)	入口温度 (°C)	出口温度 (°C)	流 速 (A 部) (m/min)	速 差 (B 部) (m/min)		
1	22.5	6.8	168	3.3	33	108	71	92.5	29.2	
2	22.5	6.7	167	3.3	96	134	71	49.6	27.6	
3	22.5	7.0	169	10	36	150	71	58.6	23.0	
4	100	7.0	169	10	97	131	250	53.4	26.8	

考 察

表-2によって通気ガスの流速とフレーク層の前後における圧力降下との関係を示すと図-2のとおりである。その関係は理論的には Fanning の式の複雑な組み合わせで説明できることを期待したが、図-2によると流速 V (m/min) と圧力降下 ΔP (mm 水柱) との関係はむしろ近似的に $\Delta P = KV^n$ (ただし K : 定数, $n < 1$) という式で表わされると考えるべきであろう。また低流速と高流速とでは ΔP - V の関係は明らかに違っていると判断した。著者はこれを流速が大きくなって 50~60 m/min 程度になるとフレーク層が乱れて吹き抜け (channeling) の現象が起こるものであると考えた。これは表-2におけるフレークの飛散の起こり始める流速が 60 m/min 前

図-2 通風速度 (m/min) とフレーク前後の圧力差 (mm 水柱) との関係

後であるのと一致するものであると解釈した。いずれにしても流速と圧力差との関係の解析は困難であるけれども、これを工業化するに当たっての最適流速やターボファンの容量はほぼ推定できる。

通気ガスの流速が大きいことはフレークの乾燥速度を大きくするので好ましいが流速が大きくなると約 60 m/min 程度の流速下でフレーク微粉の飛散が大きくなり、60 m/min 以上の流速で吹き抜けが起こる。これはフレーク層を乱し局部的な加熱乾燥を起こし乾燥効果を悪くするものと考えられ、また微粉末がターボファンやエロフィン・ヒーターを汚損したり通風のための動力費が高くなったりするので吹き抜けを起こさない範囲で最高の流速をとることが望ましい。最適通風速度として 50 m/min 程度がよいと考えた。工業化に当たっては通風速度が 50 m/min 程度でもターボファンの前にサイクロンを設置して微粉を除去することが望ましく、また吹き抜けが起こってもさしつかえがないようにフレーク層をかきならす装置が必要であろう。

表-3によって処理時間と水分、水溶性タンパク質との関係を示すと図-3のとおりである。

一般に乾燥時のフレーク温度が高いほど水分は小となるが同時に水溶性タンパク質も減少する。たとえば 90°C 以上のフレーク温度ではかなりの熱変性が起こる。密閉式と開放式とではフレークの熱変性の点で差はないが開放式の方がややよいと考える。開放式は密閉式に比較して当然乾燥速度が大きい。したがって熱変性を起こさないで乾燥するには低温開放式乾燥がよい。しかしなが

図-3 通気乾燥条件と大豆フレークの水分および水溶性タンパク質との関係

らこの場合でもフレーク層の厚さ 60 mm では乾燥時間をやや長く必要としフレークの品質の面や工業装置の大きさの面から好ましくない。フレーク層の厚さを 30 mm にすると低温、短時間で乾燥が可能でありしかも熱変性はほとんど起こらない。今回の実験の目的である原料大豆フレーク水分 8 % 以下のものを熱変性を起こさないで得る乾燥方法はフレーク層の厚さを 30 mm として 70°C で 5 min 程度通気乾燥する方法がよいと考えた。そしてこの方法で起こる水溶性タンパク質の減少はほぼ 1 % 程度にとどまる。

表-4によると回転乾燥器による乾燥フレークの水溶性タンパク質は 86% であるのに対し通気乾燥器による乾燥フレークのそれは 88~89% で高い。通気乾燥に当たっては工業装置の大きさの面から原料大豆フレークを 65°C 程度まで予熱したものを 30 mm フレーク層で 70°C, 2 min 通気する方法がよいと考えた。

表-5によるとエロフィン・ヒーターの総括伝熱係数 (U) は $U=20\sim30 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ である。

以上の実験結果および考察をもとにして、水分 13% の大豆フレークを 65°C に予熱したのち 30 mm の層にして熱風を通気し、70°C 程度に加熱して 2 min で水分を 8 % にする場合、原料大豆処理量 200 t/day の工業的通気乾燥装置について述べる。

(1) 処理量と装置の床面積 原料大豆フレークを予熱しない場合は相当大きい床面積を必要とするが、フレークを 65°C まで予熱するときは床面積をかなり縮小できる。処理量は $200 \text{ t/day} = 8300 \text{ kg/hr}$ 、滞留時間は 2 min であり、まこフレーク層 30 mm の場合試料負荷

(loading) は 12 kg 試料/m^2 床面積であった。したがって単位時間、単位面積当たりの処理量は

$$12 \times \frac{60}{2} = 360 \text{ kg/hr}\cdot\text{m}^2$$

ゆえに必要床面積は

$$\frac{8300}{360} = 23 \text{ m}^2 = 10 \text{ m 長さ} \times 2.3 \text{ m 幅となる。}$$

(2) 通過速度

$$\frac{10}{2} = 5 \text{ m/min}$$

(3) 通気に必要な空気量

(i) 1 hr に蒸発すべき水分

$$8300 \times \frac{87}{100} \left(\frac{13}{87} - \frac{8}{92} \right) = 450 \text{ kg/hr}$$

(ii) 乾燥器入口の空気 25°C, 相対湿度 60% とする。

$$H = 0.012 \text{ kg 水分/kg 乾燥空気}$$

(iii) 乾燥器出口の空気 70°C, 相対湿度 50% とする (実際には処理温度 70°C, 相対湿度 70% 程度までは大豆フレークの熱変性を起さない⁴⁾)。

$$H = 0.106 \text{ kg 水分/kg 乾燥空気}$$

$$\text{露点は } 54^\circ\text{C}$$

(iv) 必要空気量

$$\frac{450}{0.106 - 0.012} = 4800 \text{ kg 乾燥空気/hr}$$

(4) ターボ・ファンの所要動力 通気ガスの流速を最大 70 m/min = 4200 m/hr とすると (実際には 60 m 以上ではフレーク層の乱れが起こる)

$$4200 \text{ m/hr} = 4200 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{hr}$$

の風量を作らなければならない。今 1 循環で生ずる通風の圧力降下 (ΔP) を $\Delta P = 50 \text{ mm 水柱} = 50 \text{ kg/m}^2$ とすると

$$\frac{4200 \times 50}{75 \times 3600} = 0.78 \text{ HP/m}^2 \text{ 床面積}$$

の動力を必要とする。したがって全床面積に対する総動力は $0.78 \times 23 = 18 \text{ HP}$ となり、ファン総合効率を 50% とすると実際総動力は 36 HP となる。

(5) 乾燥室の大きさと通気ガス量 通気ガスは加熱しながら繰り返して 8 回使用するものとする。したがって 1 個の乾燥室の面積は $23 \text{ m}^2 \div 8 = 2.9 \text{ m}^2$ となり、1 室当たりのファンの動力は 4.5 HP となる。また 1 室当たりの通気ガス量は

$$4200 \times 2.9 = 12200 \text{ m}^3/\text{hr} \cdot 1 \text{ 室}$$

となる。(3) の必要空気量は 70°C の加熱温度では

$$4680 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ であるから}$$

$$\frac{4680}{12200} \times 100 = 38.3\%$$

すなわち通気ガス中の 38% を排ガスとして系外に排気することになり、このときの排気ガスは最終的に 70°C,

相対湿度 50% となるのである。

(6) 理論必要蒸気量 まずそれぞれの必要熱量を求めてみる (図-4)。

図-4

(i) 65°C, 8300 kg/hr の原料大豆フレークを 70°C に加熱するとき、大豆の比熱を 0.5 kcal/kg°C として

$$Q_1 = 8300 \times 0.5 \times (70 - 65) = 20800 \text{ kcal/hr}$$

(ii) 70°C, 450 kg の水分を 70°C の水蒸気にするとき

$$Q_2 = 557 \times 450 = 250000 \text{ kcal/hr}$$

(iii) 25°C, 4800 kg/hr の空気を 70°C に加熱するとき

$$Q_3 = 4800 \times (70 - 25) \times 0.24 = 51800 \text{ kcal/hr}$$

必要総熱量 Q は

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 322600 \text{ kcal/hr}$$

熱源として 3 kg/cm² ゲージの水蒸気を使用するとき有効エンタルピー i は $i = 653.7 - 143.6 = 510 \text{ kcal/kg}$ であるから必要理論蒸気量は

$$\frac{322600}{510} = 633 \text{ kg 蒸気/hr} = 15.2 \text{ t 蒸気/day}$$

(7) 実際必要蒸気量 コンベアおよび乾燥器周壁からの熱損失を 10% とみると実際必要蒸気量は

$$\frac{15.2}{0.9} = 16.9 \text{ t 蒸気/day}$$

となる。

(8) 熱効率 このときの熱効率 η は

$$\eta = \frac{250000}{322600/0.9} \times 100 = 69.7\%$$

(9) エロフィン・ヒーターの伝熱面積 熱源としての蒸気は 3 kg/cm² ゲージを用いるとして温度は 143°C, 空気は入口で 25°C であるがこれはただちに 70°C になるから, 図-5 の場合について考える。加熱空気温度をかりに 80°C とすると, 熱源と空気との温度差は

図-5

$$\Delta t = \frac{(143 - 70) + (143 - 80)}{2} = 68^\circ\text{C}$$

総括伝熱係数を 25 kcal/m²・hr・°C として伝熱面積 A を求めると

$$\frac{322600}{0.9} \text{ kcal/hr} = A \times 25 \times 68$$

$$A = \frac{322600}{25 \times 68 \times 0.9} = 211 \text{ m}^2$$

エロフィン・ヒーターの伝熱面積はやや大きいものとなるが総括伝熱係数はさらにもう少し大きい値がとれるであろうし, また蒸気圧力を上げて熱源の温度を高くすることにより Δt を大きくとることができるので実際には伝熱面積はこれよりやや小さいものでよいであろう。このエロフィン・ヒーターを 8 個の室に適当な比にわけて設置しなければならない。

(10) 通気乾燥の工業的装置の概形は 図-6 のようなものである。

図-6

結 論

1. 原料大豆フレークの通気乾燥はフレーク層 30 mm, 乾燥室通風速度 50 m/min, 70°C, 2 min 乾燥するのがよい。このときのフレークの水分は 8% 以下となり水溶性タンパク質の減少は 1% 程度にとどまる。

2. エロフィン・ヒーターの総括伝熱係数として $U = 25 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ を採用してよい。

3. 通気乾燥処理量 200 t/day の設計に必要な基礎データを求めた。

終わりにのぞみ, 終始本研究の御指導を賜った佐藤正典博士, 発表を許可してくださった坂口幸雄社長に厚くお礼を申し上げます。
(昭和 36 年 4 月 7 日受理)

文 献

- 1) 本誌, 10, 380 (1961)
- 2) 本誌, 10, 527 (1961)
- 3) John H. Perry, "Chem. Eng. Handbook", p. 826 (1950)
- 4) 未発表