



Joint UNDP/World Bank Energy Sector Management Assistance Program

Activity Completion Report

No. 069B/87

Country: COTE D'IVOIRE

Activity: IMPROVED BIOMASS UTILIZATION:
PILOT PROJECTS USING AGRO-INDUSTRIAL RESIDUES
FOR THE ENERGY SECTOR
VOLUME II - TECHNICAL ANNEXES

APRIL 1987

BEST COPY AVAILABLE

ENERGY SECTOR MANAGEMENT ASSISTANCE PROGRAM

The Joint UNDP/World Bank Energy Sector Management Assistance Program (ESMAP), started in April 1983, assists countries in implementing the main investment and policy recommendations of the Energy Sector Assessment Reports produced under another Joint UNDP/World Bank Program. ESMAP provides staff and consultant assistance in formulating and justifying priority pre-investment and investment projects and in providing management, institutional and policy support. The reports produced under this Program provide governments, donors and potential investors with the information needed to speed up project preparation and implementation. ESMAP activities can be classified broadly into three groups:

- Energy Assessment Status Reports: these evaluate achievements in the year following issuance of the original assessment report and point out where urgent action is still needed;
- Project Formulation and Justification: work designed to accelerate the preparation and implementation of investment projects; and
- Institutional and Policy Support: this work also frequently leads to the identification of technical assistance packages.

The Program aims to supplement, advance and strengthen the impact of bilateral and multilateral resources already available for technical assistance in the energy sector.

Funding of the Program

The Program is a major international effort and, while the core finance has been provided by the UNDP and the World Bank, important financial contributions to the Program have also been made by a number of bilateral agencies. Countries which have now made or pledged initial contributions to the programs through the UNDP Energy Account, or through other cost-sharing arrangements with UNDP, are the Netherlands, Sweden, Australia, Switzerland, Finland, United Kingdom, Denmark, Norway, and New Zealand.

Further Information

For further information on the Program or to obtain copies of completed ESMAP reports, which are listed at the end of this document, please contact:

Division for Global and
Interregional Projects
United Nations Development
Program
One United Nations Plaza
New York, N.Y. 10017

OR

Household Energy Division
Energy Department
World Bank
1818 H Street, N.W.
Washington, D.C. 20433

COTE D'IVOIRE

**IMPROVED BIOMASS UTILIZATION:
PILOT PROJECTS USING AGRO-INDUSTRIAL RESIDUES
FOR THE ENERGY SECTOR**

VOLUME 2: TECHNICAL ANNEXES

APRIL 1987

TABLE OF CONTENTS

1.	Chemical and Densification Tests on Coffee and Palm Oil Residues.....	1
2.	Tests on Effects of Outdoor Storage on the Energy Value of Coffee Residues.....	71
3.	Fertilizer from Palm Oil Residues.....	79
4.	Palm Oil Bunches as Industrial Fuel in Abidjan....	85
5.	Palm Oil Pilot Project: Equipment Manufacturers...	97
6.	Tests on Gasification of Coffee Residues.....	101
7.	Rice Husk Utilization: Specifications and Investments.....	114
8.	Coffee Husks as Industrial Fuel in Abidjan.....	138

Volume II, Annex 1

Chemical and Densification Tests on Coffee and Palm Oil Residues

1. INTRODUCTION

According to the contract included in the UNDP project INT/83/005 for the World Bank's Energy Department, residues from two agro-industries in Ivory Coast (coffee husks and oil palm bunches) were tested in the Centre de Recherches Agronomiques (Gembloux) in order to know whether they were likely to be upgraded by densification .

Densification was conducted with high pressure presses . The piston press chosen was the Sermie press (France) . Unfortunately after, two months trying, this press was proved unable to make briquettes from both residues . No conical screw press could be used because of the small quantity of palm bunches and because of previous failed tests on coffee husks .

The tests were thus carried out on a cylindrical screw press equipped with a heating mantle . Up to now, this press is actually the most fitted to densify more than twenty raw materials successfully .

Chapter II deals with the raw material characteristics, the information about the preparation and densification of the residues and the results of the tests on briquettes . Comments on the latter are given in chapter III . Main conclusions are eventually summed up at the end of the report while testing methods are brought together in the appendix .

2. RESULTS

1. Raw material

	Date of receipt	Quantity (wet)	M.C.	Bulk density
1.1. Palm bunches	31.01.86	453 kg	191,0%	167 kg/m ³
1.2. Coffee husks	31.01.86	468 kg	11,5%	174 kg/m ³

(1) Moisture content : % of dry mass

2. Raw material preparation

2.1. Palm bunches : - Disc chipper --> Hammer mill (screen 10mm)
--> Dryer : 160 kg at 3% moisture content

2.2. Coffee husks : - Dryer : 430 kg at 6% moisture content

3. Raw material properties (before densification)

3.1. Granulometry

	P. bunches				C husks			
Screen mm(1)	% (2)	L(3)	W	T	%	L	W	T
5	45,5	18,0	7,6	0,54	27,3	8,9	7,7	0,43
4	0,6	14,0	2,4	0,95	11,2	8,6	5,7	1,20
2,5	1,8	12,7	2,0	0,97	27,9	8,6	2,5	1,30
2	2,1	9,7	1,7	0,92	8,4	8,2	1,6	0,80
1	21,5	8,9	1,0	0,57	16,5	5,7	2,8	0,51
0,5	13,0	8,0	0,5	0,38	4,7	4,4	1,8	0,36
R	14,6	-	-	-	4,4	-	-	-

(1) - According DIN

(2) - Mass, % of total mass

(3) - Length, width and thickness (mm) of 25 particles (for each screen) .

3.2. Calorific value (1) (MJ/kg)

	P. bunches			C. husks		
a) Gross calorific value	MM (2)	MC (3)	GCV	MM	MC	GCV
- Without ash; 0% MC	4,8	4,75	24,23	7,43	6,12	20,62
- With ash; 0% MC			23,07			19,08
- As received			22,02			17,98
b) Net calorific value			NCV			NCV
- Without ash; 0% MC			22,65			19,23
- With ash; 0% MC			21,56			17,80
- As received			20,48			16,64

(1) According to ISO 1928 - Results in MJ/kg

(2) MM = mineral content, % of dry mass

(3) MC = moisture content, % of dry mass

3.3. Chemical analysis (for testing methods see appendix

a) Proximate analysis

	Extracts		Cellulose	Lignin	Pentosanes	Mineral content	Silicium
	E	A-B					
P. bunches	11,48	4,80	37,77	20,78	19,84	5,33	1,21
C. husks	1,62	1,63	40,19	32,28	14,36	9,92	2,29

- Figures in % of dry mass

b) Ultimate analysis

	H ₂	C	O ₂	N ₂	M.M.
P. bunches	6,77	50,71	36,85	0,87	4,80
C. husks	5,56	47,16	38,10	1,76	7,43

Figures in % of dry mass

c) Chemical composition of ashes (1)

	P	K	Ca	Mg	Na	MM(3)	Si(4)
<u>Wet method (2)</u>							
P. bunches	0,98	15,47	1,88	1,75	0,42		
C. husks	0,75	23,98	4,76	1,77	0,33		
<u>Dry method</u>							
P. bunches	-	14,95	2,32	1,61	0,33	5,1	1,8
C. husks	-	22,47	5,15	1,47	0,23	7,7	2,17

(1) Results expressed in per thousand of dry raw material

(2) Dry method : Calcination at 550°C and analysis of ashes

Wet method : Destruction of organic material by acid (HNO₃ + HClO₄)
and analysis of ashes

The tests are made on material screened under 250 microns

(3) MM = mineral content in percent of dry raw material

(4) Silicium (percent of dry raw material)

3.4. Density and moisture content

	S.G. (1)	M.C. (2)	B.D. (3)	M.C. (2)	Equilibrium M.C. (4)		
					20°C65%HR	20°C65%HR	20°C65%HP
P. bunches	729	5,4	107	13,4	13,4	16,7	27,2
C. husks	1079	6,2	179	15,1	15,1	19,6	27,9

(1) Specific gravity, kg/m³

(2) Moisture content, % of dry mass, during measurement

(3) Bulk density, kg/m³

(4) Moisture content after conditioning at different relative humidity % of dry mass

4. Densification procedure

4.1. Distribution of raw material

Type of press		Firm
Conical screw	Not enough raw material for test	B.M.D. - B
Ram press	P.bunches: 95 kg C.husks: 207 kg	SERMIE - Fr
Heating mantle	P.bunches: 72 kg C.husks: 293 kg	C.R.A. - Gx

4.2. Results

- Conical screw press : test on coffee husks negative .

No briquettes can be obtained

- Ram press : - Date of tests at Saultain (France) : 25.03.1986 .

- No briquettes can be obtained .

- Heating mantle : 110 kg of briquettes of C. husks + 38 kg wastes
39 kg of briquettes of P. bunches + 19 kg waste

For this press, the working conditions are as follow :

	P. bunches	C. husks
- T° mantle	440°C	400°C
- Energy (Wh/kg)	213	314
- mantle	25	66
- motor	88	248
- Speed (R/min)	400	400
- Production (kg/h)	156	38

5. Properties of briquettes (Testing methods : see appendix)

5.1. Physical and mechanical properties

	P. bunches	C. husks
Specific gravity (kg/m ³)		
20°C 65% RH	1212	1290
20°C 85% RH	1137	1108
Moisture content (% dry mass)		
20°C 65% RH	5,1	10,2
20°C 85% RH	9,5	16,1
Immersion - Volumetric swelling (%)	-	113
- V.S. per min.	-	11,0
Friability 20°C 65% RH	0,61	0,08
20°C 85% RH	0,47	0,08
20°C 95% RH	0,38	0,08

5.2. Wet air

5.2.1. Coffee husks

	Time Cond.	1	2	3	4	7	9	14	16	18	21 days
L.	20°C 95% RH	1.8	3.7	5.7	7.3	+	+	+	+	+	+
	20°C 85% RH	0.5	1.3	2.4	3.1	4.5	5.7	6.6	7.6	8.3	+
D.	20°C 95% RH	2.2	4.1	5.1	6.8	9.8	10.7	12.0	+	+	+
	20°C 85% RH	1.5	2.6	3.3	3.6	4.9	5.8	6.9	8.5	9.7	+
M.C.	20°C 95% RH	13.0	14.5	15.3	16.0	17.5	17.6	18.2	20.5	20.8	20.9
	20°C 85% RH	11.6	12.3	12.7	13.1	13.6	14.2	14.6	15.1	15.2	15.3

5.2.2. Palm bunches

	Time Cond.	1	2	3	4	7	9	14	16	18	21 days
L.	20°C 95% RH	1.1	2.1	2.8	3.3	4.1	4.3	4.8	6.6	8.0	11.1
	20°C 85% RH	1.0	1.5	1.9	2.4	2.7	3.2	3.9	4.2	4.6	5.4
D.	20°C 95% RH	1.9	2.9	3.5	4.0	5.2	6.0	6.7	9.2	11.3	13.7
	20°C 85% RH	1.0	1.4	2.1	2.5	3.1	3.7	4.7	4.9	5.4	7.0
M.C.	20°C 95% RH	7.2	8.4	9.0	9.5	10.6	10.8	11.6	14.2	14.8	15.2
	20°C 85% RH	5.8	6.2	6.5	6.8	7.5	7.8	8.3	8.4	8.4	8.8

L. : Length elongation (% of initial value)

D. : Diameter swelling (% of initial diameter)

M.C. : Moisture content (% of dry mass)

+ : destruction of the samples

5.3. Combustion test

a) Elongation during combustion (% of initial length)

	P. bunches	C. husks
Maxi (%)	2.96	6.90
Time (sec)	3.80	7.60
%/min.	0,44	0,60

b) Loss of weight

	P. bunches	C. husks
- Inflammability		
time (sec)	190	200
index	80	76
- Time of flame		
(min.sec)	19'10"	15'24"
- Time of burning	52'55"	25'
- Total combustion		
time	72'05"	40'24"
- Ashes (or		
unburned)%	8	11

Figure II.4 gives the principle of the method and figure II.5 gives the loss of weight during the combustion test .
These two figures are given in the appendix .

c) Gas composition (1)

	CO (2)	CO ₂
<u>P. bunches</u>		
Starting phase	0,14	1,03
Flame phase	0,06	0,0
Burning phase	0,01	0,0
<u>C. husks</u>		
Starting phase	0,01	0,0
Flame phase	0,02	0,0
Buuning phase	0,09	0,25

(1) The CO and CO₂ contents are very low in reason of the high excess of air in the combustion test (10)

(2) Determination by chromatography

5.4. Chemical analysis

a) Proximate analysis

	<u>Extracts</u>		Lignin	Cellulose	Pentosanes	M.M.	Silicium
	E	AB					
P. bunches	11,17	3,04	22,24	37,64	19,21	5,70	1,64
C. husks	1,67	1,81	30,76	38,88	15,59	11,29	4,38

- % of dry mass

b) Ultimate analysis

	H ₂	C	N ₂	O ₂	M.M.
P. bunches	6,52	50,67	1,03	36,56	5,22
C. husks	5,40	46,28	1,71	37,04	9,57

- % of dry mass

5.5. Calorific value (MJ/kg)

	P. bunches			C. husks		
	M.M. (1)	M.C. (2)	G.C.V.	M.M.	M.C.	G.C.V.
a) <u>Gross calorific value</u> (G.C.V.)						
Without ash; 0% M.C.	5,22	4,80	23,17	9,57	10,17	20,52
With ash; % M.C.			21,96			18,56
As received			20,96			16,84
b) <u>Net calorific value</u> (N.C.V)			<u>N.C.V.</u>			<u>N.C.V.</u>
Without ash; 0% M.C.			21,64			19,03
With ash; % M.C.			20,51			17,21
As received			19,46			15,41

(1) M.M. = Mineral content - % of dry mass

(2) M.C. = Moisture content - % of dry mass

	Deformation T°	Hemisphere T°	Flow T°
a) <u>Under oxygen</u> (2)			
P. bunches R.M.	1055	1060	1065
BR	1025	1080	1130
C. husks R.M.	1050	1080	1100
BR	1020	1080	1145
b) <u>Under N₂</u>			
P. bunches R.M.	940	1020	1115
BR	945	1000	1100
C. husks R.M.	1000	1080	1120
BR	930	960	1090

(1) According to Norm MBN MO2 - 008

(2) R.M. = Raw material - BR = briquettes

T° given in °C

6. Miscellaneous

According to the contract, the remaining materials are sent to the Technische Hogeschool Twente (Pr. Stassen) .

- | | | |
|----------------|--------------|----------|
| - Palm bunches | : briquettes | 20.35 kg |
| | residues | 7.45 kg |
| - Coffee husks | : briquettes | 90.25 kg |
| | residues | 75.65 kg |

The other remaining materials, 207 kg of dried coffee husks and 95 kg of dried and crushed palm bunches are still in France (Sermie) .

3. COMMENTS

I. COFFEE HUSKS

A. Raw material

1. The raw material received was with low moisture content (11,5%) and without fungi injuries .
2. The mineral content is high (between 7 and 9%), in reason of pollution by stone, sand (from our experience, intracellular mineral content must be below 5%) .
3. the granulometry of the as received raw material is favourable to a direct densification .

B. Densification

4. The conical screw press and the piston press (Sermie - Fr) are actually not able to give briquettes with coffee husks. The screw heating mantle press used (C.R.A.Gx) gives briquettes of an acceptable level of quality .
5. The production level (150 kg/h) is lower than for standard raw material (Spruce particles) which reaches 300 kg/h .
6. The energy needed for densification is a little bit higher (115 Wh/kg versus 100 kWh/kg for Spruce) .
7. The quantity of husks (175 kg) is too low to research the optimal operating conditions (screw adaptation - mantle temperature adjustment) .

C. Quality of the briquettes and possibilities of use

8. The behaviour in very wet air is not very good, but the water resistance is high enough to use the briquettes in standard conditions .
9. The elongation during the combustion process is low, showing that the briquettes seem to can be used in substitution of charcoal .
10. The briquettes are very brittle, probably in relation with the unoptimized conditions of fabrication .

11. The use of briquettes as a fuel for gas producer will be tested in Twente . The high value of the mineral content could be a limiting factor .

D. Economy

12. The coffee husks seem to be a very economical raw material for densification (no collection, no crushing, no or little drying) . The energy need to densify it, is close to the standard conditions, with a simple and cheap press . More experience is required to determine the optimal parameters of fabrication (energy, hourly production,...) and to appreciate the cost of maintenance (strongly locked to the mineral content) .

II. PALM BUNCHES

A. Raw material

13. The Palm bunches, when received, were very wet (91%) and very difficult to dry . Moreover, they were fruitfull .
14. The bunches cannot be reduced to the required size in one step . It is necessary at first to chop them by a disc chipper . Because of their very high humidity, the chips must be dried (20%), before hammermilling (otherwise, the screen of the hammermill is directly obtured) .
Because of the high fruit content, it is difficult to obtain good particles. Only 160 kg at 3% moisture content can be obtained .

B. Densification

15. Conical screw cannot be tested (too low quantity of raw material) .
Piston press (Sermie - Fr) cannot make briquettes .
Tests are conducted only with a heating mantle press with 39 kg of bunches particles .

16. The hourly production is very low (38 kg/h versus 300 kg/h for the standard) and the energetical consumption is very high (314 Wh/kg versus 100 Wh/kg for the standard) .
17. The remaining oil in the particles seems to be the main parameter of densification troubles (fire, dark smoke, operating conditions,...).

C. Quality of the briquettes and possibilities of use

18. The briquettes quality is very high:

- low moisture content,
- high water resistance (immersion and wet air)
- low friability
- medium mineral content
- high calorific value

This kind of briquettes can be used for all utilizations (substitution of wood and charcoal, open and closed stove, gasification, ...) .

This very high quality must be put in relation with the oil impregnation of the briquettes (Not less than 3 liters of oil are collected during the densification process!) .

D. Economy

19. The palm bunches seem to be a bad raw material from the economical point of view :
 - difficulties to crush them and necessity to operate in two step ,
 - difficulty to dry ; necessity to use artificial drying with high capacity ,
 - importance of remaining fruits .

In tests conditions, the operating parameters give very bad figures (hourly production ; energy consumption) .

4. CONCLUSIONS

Coffee husks : The raw material seems to be good enough to make briquettes by screw heating mantle press but more tests must be carried out to adjust the parameters of the densification process, and maybe to increase the average quality of the briquettes . Besides, the raw material must be protected against mineral pollution (stone, sand,...) .

Palm bunches : It is very difficult to transform this raw material into usable particles .
The fruits content of the bunches samples doesn't allow the realization of densification tests in standard conditions . Besides, the quality of the briquettes strongly depends on the oil content .
If further tests must be achieved, it is necessary for the bunches to be fruitless .

APPENDIX

A. RAW MATERIAL ANALYSIS - 17 -

A.1. PARTICLE SIZE ANALYSIS

PURPOSE

To determine the material particle size fractions, by screening, and to measure their weight as well as the size of the constituent elements.

METHOD

- Determine the weight of a quantity of material, previously stabilized at 20°C., 65 % RH by weighing, and screen it.
- Determine the weight of the fractions retained by the various screens.
- Convert the weights of all the fractions into percentages of the total weight.
- For each fraction, measure the dimensions of the constituents so as to deduce the weighted average dimensions of the material (the residue, i.e. the fraction passing through the finest screen, is an integral part of the total).
- Carry out the analysis on at least 3 samples.

APPARATUS

- A series of screens having mesh dimensions to suit the type of material and the dimensions of its constituents.
- A motor-driven vibrator unit.
- A balance.
- Apparatus for measuring length.

THE RESULTS

The results for each fraction are expressed as follows :

a) The percentage F of material, using the formula :

$$F1 = \frac{MF1}{MT} \cdot 100$$

where MF1 = the weight of fraction 1

MT = the total weight of all the fractions

The results are expressed to 3 significant figures.

b) The weighted average dimensions, using the formula :

$$D = \frac{D1.F1 + D2.F2 + \dots + Dn.Fn}{(F1 + F2 + \dots + Fn)}$$

where D1,, Dn = the average size of the constituents of fraction
1,, n (width, length, thickness, diameter,
...)

F1,, Fn = percentage of the material per fraction as
determined in (a) above.

The unit of measurement must match the dimension to be measured, whilst
measurements made are given to at least 2 significant figures.

Series of square mesh DIN 4188 screens

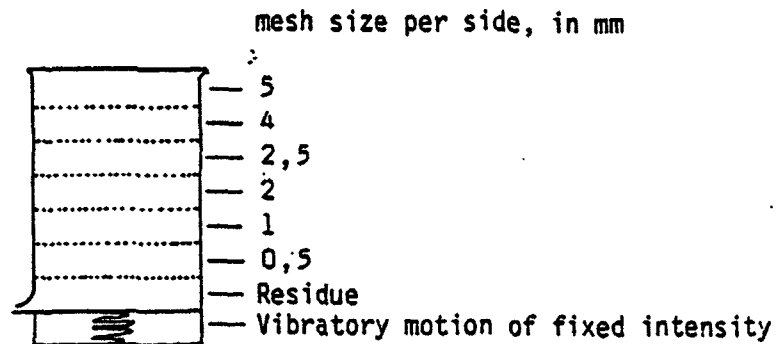


Fig. I.1

If raw material of larger size is to be classified, a series of square screens measuring 50 cm a side is used, these screens having square meshes in accordance with DIN 4188, the mesh size decreasing from 100 to 10 mm (for example : 100, 80, 65, 50, 40, 30, 20 and 10 mm).

A.2. BULK DENSITY

The density, which is the ratio between the weight and the volume of a solid, can express different things : the density of the material constituents, the density of one or of a set of constituents. It is this last expression which is of practical interest as regards finely divided ligneous materials.

PURPOSE

To determine the weight and volume of a set of ligneous constituents.

METHOD

- The sample is taken from a mass of material stabilized at 20°C and 65 % RH.
- After homogenization, take a sufficient quantity of material to fill a volume measuring 50 x 50 x 50 cm without tamping.
- Measure the weight of the sample.
- Subject the container to 50 Hz vibrations for 10 minutes.
- Determine the volume filled by the material (see figure I.2).

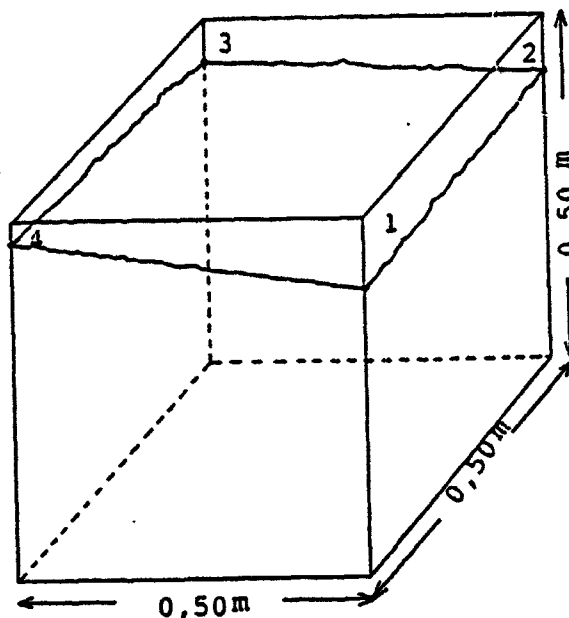


Fig. I.2

APPARATUS

- a precision balance
- a container having inside dimensions of 50 x 50 x 50 cm.
- a vibrating table (50 Hz).
- a graduated rule.

THE RESULTS

The results are given by the following expression :

$$D.V. = \frac{M}{V} \text{ kg/m}^3$$

where D.V. = the bulk density

M = the weight for the sample in kg

V = the volume occupied in the container, in cubic metres

The volume is determined in the following way :

$$V = \frac{(1) + (2) + (3) + (4)}{4} \times 0,5 \times 0,5 \text{ m}^3$$

where (1), (2), (3), (4) represent the height in metres of the material at the 4 corners of the container, as shown in Fig. I.2.

NOTES

The analysis of the parameters related to the determination of the bulk density is given in Appendix 1.

A.3. MOISTURE CONTENT

PURPOSE

The measurement, by weight, of change in weight of a quantity or a constituent of the material between any given condition and its anhydrous condition.

METHOD

- Determine, by weighing, the moisture-laden weight.
- Place the sample in an oven until its weight is constant, i.e. until 2 successive weighings taken 24 hours apart give a difference of no more than 0.1 %.
- After cooling in a dessicator, weighing will give the anhydrous weight (M₀).
- Repeat three times.

APPARATUS

- A precision balance
- A ventilated oven in which the temperature is held at $103 \pm 2^{\circ} \text{ C}$.
- A dessicator (containing calcium chloride or silica gel) allowing the material to cool without absorbing moisture.

THE RESULTS

The moisture content is expressed as a percentage :

1) The anhydrous weight is given by the formula :

$$X = \frac{MH - MO}{MO} \cdot 100, \%$$

OR

2) The moisture-laden weight, by the expression :

$$H = \frac{MH - MO}{MK} \cdot 100, \%$$

where :

MH = the weight of the sample with its moisture
content

MO = the weight of the anhydrous material

The weights are expressed in grammes to 1 significant figure.

The moisture content expression must be detailed, as well as the exposure time.

A.4.2. Determination of the mineral content

METHOD

- Sample and weigh a quantity of material for analysis and set this in a crucible.
- Determine the anhydrous mass of the sample (M₀) by the method described in paragraph 1.
- The material is then calcinated at 850° C. for a time sufficient to completely eliminate organic material.
- After 4 or 5 hours of calcination, remove the crucible from the oven. Allow it to cool in a dessicator and weigh it.
- Put the sample back in the oven at 850° C. for 1 hour and repeat the operation until a constant weight is obtained. The weight is considered to be constant when 2 weighings, at least 1 hour apart, differ by no more than 0.01 %.

APPARATUS

- Analytical balance.
- A oven allowing a temperature of 850° C. to be reached and maintained.
- A crucible.

THE RESULTS

The anhydrous mineral content may be expressed as a percentage of the total anhydrous weight by means of the following formula :

$$\text{Mineral content} = \frac{\text{MM} \times 100}{\text{MO}} , \%$$

where MM = the anhydrous weight of the mineral content
MO = the initial anhydrous weight.

The results are given to 1 place of decimals.

NOTES

1. To obtain a result that will be representative of the material as a whole, it will be necessary to carry out several determinations.
2. The mineral content can be influenced by particular harvesting and storage conditions, as well as by the various types of handling to which the material has been subjected. In fact, one must make a distinction between two types of minerals :
 - . The intra-cellular mineral material which is a specific characteristic of the raw material;
 - . External mineral substances, affected by handling, harvesting and storage conditions (pollution by sand, earth, etc.)

To differentiate between these two forms of mineral content, the material must be thoroughly washed to eliminate any mineral substance not included in the vegetable tissues.

A.5. ANALYSIS OF CONSTITUANT ELEMENTS

PURPOSE

The determination of the carbon, hydrogen, nitrogen and oxygen contents in anhydrous ligno-cellulosic substances.

METHOD

The analysis of constituent elements is carried out on the anhydrous material totally reduced to a powder having a particle size of less than ± 250 microns. A known weight of material is subjected to complete combustion at a temperature close to 1000° C. with an injection of a known quantity of pure oxygen.

The resultant products of this oxidation are CO_2 , H_2O and N_xO_y .

By passing this mixture through a catalytic furnace containing copper, the nitrogen oxides are reduced at 850° C to molecular nitrogen.

By catalytic combustion over silvered activated charcoal at 1000° C., the oxygen will combine with the carbon to form CO .

The gases are separated by gas chromatography or by another appropriate method (such as infra-red spectrometry).

A comparison with a standard sample enables the relative contents of carbon, hydrogen, nitrogen and oxygen to be determined.

THE RESULTS

The C, H₂, N₂, O₂ and mineral substance contents are expressed as percentages of the anhydrous material.

A.6.2. Determination of the substances extracted by organic solvents

a) Extracted by diethyl ether (in accordance with TAPPI T 5 m - 59 standard)

PURPOSE

Chemically pure diethyl ether extraction ($C_2H_5OC_2H_5$) is a means for dosing the oils, greases, fatty and resinous acids, the phytosterols, waxes and non-volatile hydrocarbons.

METHOD

- Taking a homogeneous sample of powder weighing + 5 grammes, weigh this with an accuracy of 0.01 %, determine its anhydrous weight (M0) and set it inside a filter cartridge.
- Set the cartridge into the apparatus.
- Determine, by constant weight drying, the anhydrous weight of the crucible = MC.
- Using 30 ml of diethyl ether, carry out an extraction using a SOXHLET apparatus, first with the cartridge immersed for 25 minutes and then for 95 minutes with the cartridge raised.
- Dry the crucible and the extracts to obtain a constant weight = MT.
- Repeat the experiment three times.

APPARATUS

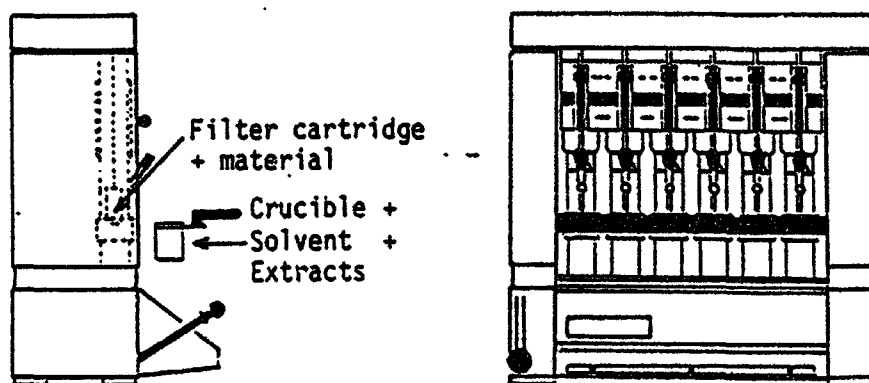


Fig. I.4

THE RESULTS

- Calculate the anhydrous mass of the extracts by means of the following formula :

$$ME = MT - MC$$

where

ME = the anhydrous weight of the extracts

MT = the total anhydrous weight
(crucible + extracts)

MC = anhydrous weight of the crucible

- Express the anhydrous weight of the extracts as a percentage of the anhydrous weight of the material by means of the following formula :

$$E = \frac{ME}{MO} \cdot 100, \%$$

The results of the three experiments, as well as their average, must be expressed to 2 decimal places.

b) Extracts by alcohol/benzene (in accordance with the TAPPI T 6 m - 59 Standard)

PURPOSE

The extraction, by means of a mixture comprising equal volumes of 95 % ethyl alcohol (C_2H_5OH) and of chemically pure benzene (C_6H_6), is a means of dosing the tannins, certain dyes and hydrolysable products, as well as some greases, oils and waxes that are insoluble in diethyl ether.

PROCEDURE

Alcohol/benzene extraction is carried out on samples previous treated with diethyl ether.

(see ether extracts)

Procedure : see A.6.2.a)

THE RESULTS

See A.6.2.a)

APPARATUS

See A.6.2.a)

A.6.3. Determination of the sulphuric lignin content

PURPOSE

The determination of the sulphuric lignin content as a residue of the sulphuric acid extraction (in accordance with the TAPPI T 13 m - 54 Standard)

PROCEDURE

- Take a sample of about 1 gramme, weighed to the nearest 2 tenths of a milligramme, of the anhydrous powder extracted by the organic solvents and determine the corresponding initial anhydrous weight.
- The test sample must be attacked, for 2 hours and at a temperature between 18 and 20° C., by 15 millilitres of sulphuric acid at 72 % (concentration by weight).
- The acid concentration must be brought down to between 3 and 5 % by the addition of hot water. The whole solution is quantitatively poured into a vessel which allows reflux boiling for 4 hours.
- The bottom of the apparatus comprises a filtering crucible (pore diameter = 10 to 16 microns). This crucible will have been previously subject to calcination at $500 \pm 20^\circ$ C. and cooled in a dessicator in order to determine its anhydrous weight = MC.
- The sulphuric lignin is filtered and washed until it is neutral and the crucible containing the lignin dried until it reaches a constant weight (M1); it is then subjected to calcination at $500 \pm 20^\circ$ C. so as to determine the weight of the insoluble mineral substances. (M2 = anhydrous mineral substances + crucible).

THE RESULTS

- Express the percentage of mineral substances insoluble in sulphuric acid, by means of the following formula :

$$\% \text{ MM} = \frac{\text{M2} - \text{MC}}{\text{M0}} \cdot 100$$

where M2 = the anhydrous weight of the crucible containing the mineral substances

MC = the anhydrous weight of the crucible

M0 = the anhydrous weight of the material used.

- Express the lignin content, after subtracting the ash, as a percentage of the initial anhydrous substance using the following formula :

$$\% \text{ L} = \frac{\text{M1} - \text{M2}}{\text{M0}} \cdot 100$$

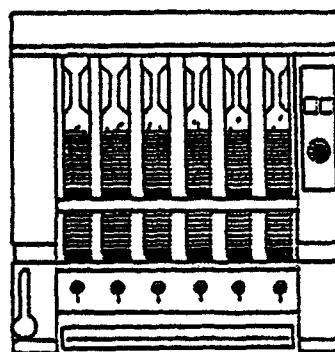
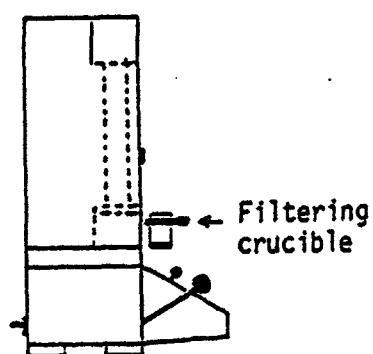
where M1 = anhydrous weight the crucible containing the lignin

M2 = anhydrous weight of the crucible containing the corresponding mineral substances

M0 = weight of initial anhydrous material

APPARATUS

- Berlin flask for cold attack
- Filtering crucibles (pore diameter = 10 to 16 microns)
- Semi-automatic apparatus for the reflux boiling, filtration, washing and pre-drying.
- Analytical balance.
- Oven.



Reflux boiling phase

Fig. 1.5

A.6.4. Determination of the pentosans content

PRINCIPLE

The titration method used is that of WILSON and LAUMER. The principle is based on the hydrochloric acid conversion of the pentosans into furfural and on the fixation (at 0° C.) of a bromine molecule to a furfural molecule.

PROCEDURE

- Take a material sample of about 2 grammes, weighed to the nearest 0.1 milligramme, and determine its anhydrous weight (M₀).
- The sample is then distilled in a KULLEREN and TYDEN apparatus using 100 millilitres of 3.5 N hydrochloric acid with distillate compensation by fresh acid every 25 millilitres until 300 millilitres of distillate are obtained.
- After cooling to 0° C. (by means of crushed ice), the distillate is reacted for 10 minutes with 20 millilitres of a 0.2 N bromine - potassium bromate solution.
- 10 millilitres of 10 % potassium iodide solution are then added and, after a few minutes, the iodine released is titrated using a 0.1 N sodium thiosulphate solution.
- A dummy determination is carried out with 270 millilitres of 3.5 N hydrochloric acid.

THE RESULTS

The pentosans content is expressed as a percentage of the anhydrous material using the following formula :

$$P = \frac{\frac{100 \times 0,048}{0,727 \times 0,88} \times N (V_2 - V)}{M_0} - 1 \%$$

where :

0.048 = the weight of furfural corresponding to 1 cm³ of Na₂S₂O₃

0.727 = the theoretical conversion factor of pentosans into furfural

0.88 = the empirical conversion factor of pentosans into furfural

1 % = the correction factor for the hydroxymethyl-furfural formed from the cellulose

V₂ = the volume of thiosulphate for the test

V = the volume of thiosulphate for the dummy test

M₀ = the anhydrous weight of the material

N = the normal thiosulphate solution

APPARATUS

Figure showing a KULLEREN and TYDEN distillation apparatus

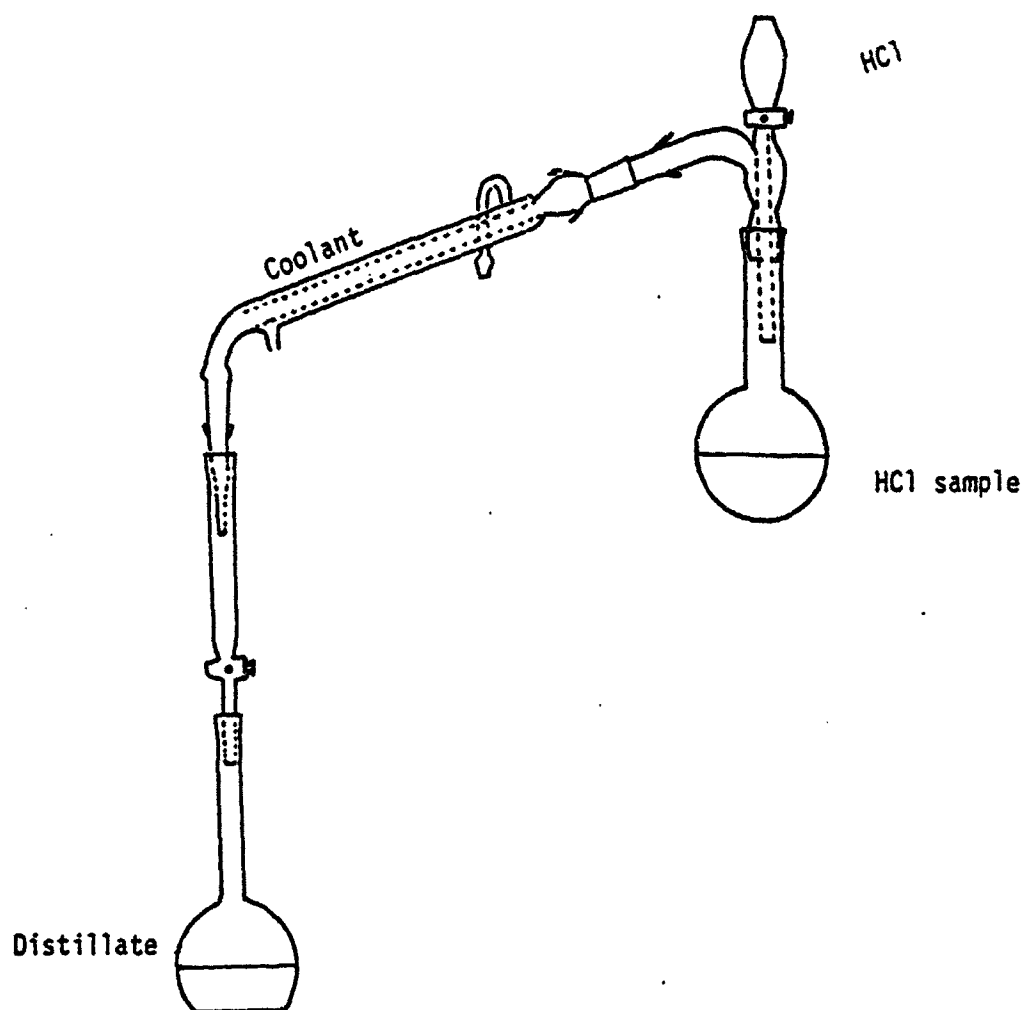


Fig. 1.6

APPENDIX

1. Determination of the cellulose content

The cellulose content can be estimated by taking the difference between the total anhydrous substance and the total of the percentages of the various extracts by means of the following formula :

$$\% \text{ CELL} = 100 \% - \% \text{ MM} - \% \text{ Ee} - \% \text{ Eab} - \% \text{ L} - \% \text{ P}$$

where :

100 = anhydrous mass

% CELL = cellulose expressed as a percentage of the anhydrous weight

% MM = mineral substances (insoluble in sulphuric acid)

% Ee = diethyl ether extracts

% Eab = extracts by alcohol-benzene

% L = sulphuric lignin

% P = pentosans

There exist a number of gravimetric methods which enable the cellulose content to be determined, the main ones being :

- The NORMAN-JENKINS method (using nascent chlorine)
- The CROSS-BEVAN method (using gaseous chlorine)
- The KURSCHNER-HOFFER method (using nitric alcohol)

2. Example : Analysis of the principal constituents of the water hyacinth

a) Determination of the moisture content

M_h	M_o Mat. + Cont.	M_o Cont.	M_o Material	Moisture content $\% \frac{M_h}{M_o} (1)$	
Material (1)	(2)	(3)	(4)		$\bar{x}$
1,7552	29,8267	28,3112	1,5155	13,66	13,17
1,6677	30,9300	29,4732	1,4568	12,65	
1,6591	29,9347	28,4691	1,4656	13,20	

- (1) Moisture-laden weight of the material, in grammes
- (2) Anhydrous weight of the material and container, in grammes
- (3) Anhydrous weight of the container, in grammes
- (4) Anhydrous weight of the material, in grammes

b) Determination of the diethyl extracts

M_h Mat. (1)	M_o Mat. (2)	M_o Crucible (3)	M_o Cr.+Extr. (4)	M_o Extracts (5)	% extracts (6) $\bar{x}$	
3,1565	2,7414	26,7540	26,7529	0,0189	0,69	
3,3232	2,8862	26,1082	26,1293	0,0211	0,73	
3,4653	3,0096	25,9702	25,9913	0,0211	0,70	0,71

(1) Moisture-laden weight of the material for the test sample, in grammes

(2) Anhydrous weight of the material for the test sample, in grammes

$$M_o = \frac{(100 - \% H_2O) M_h}{100}$$

(3) Anhydrous weight of the crucible, in grammes

(4) Anhydrous weight of the crucible containing the extracts, in grammes

(5) Anhydrous weight of the extracts, in grammes

(6) Percentage of extracts, calculated with respect to the anhydrous weight of the sample (2)

c) Determination of the alcohol-benzene extracts

M_0 Mat. (1)	M_0 Crucible (2)	M_0 Cr.+Extr. (3)	M_0 Extracts (4)	% Extracts (5) $\bar{x}$	
2,7414	25,3608	25,5234	0,1626	5,93	
2,8862	25,2401	25,4270	0,1869	6,48	
3,0096	25,3050	25,4941	0,1891	6,28	6,23

- (1) Anhydrous mass of the material, in grammes
(the same sample as for the diethyl ether extracts)
- (2) Anhydrous weight of the crucible, in grammes
- (3) Anhydrous weight of the crucible containing the extracts, in grammes
- (4) Anhydrous weight of the extracts, in grammes
- (5) Percentage of the extracts, calculated with respect to the anhydrous weight of the sample (1)

d) Determination of the sulphuric lignin

M ₀ Extracted Material (1)	M ₀ Non Extracted material (2)	M ₀ Crucible (3)	M ₀ Cr. + Lign. + m.m. (4)	M ₀ Cr. + m.m. (5)	M ₀ Lignin (6)	M ₀ Mineral Substances (7)	% lignin (8) $\bar{x}$		% Mineral substances (9) $\bar{x}$	
0,8871	0,9533	30,7291	30,8765	30,7536	0,1229	0,0245	12,89		2,57	
0,8566	0,9205	29,8481	29,9864	29,8693	0,1171	0,0212	12,72		2,30	
0,7348	0,7896	30,7389	30,8610	30,7594	0,1016	0,0205	12,87	12,83	2,60	2,49

(1) Anhydrous weight of the material extracted by means of organic solvents (diethyl ether + alcohol-benzene), in grammes

(2) Initial anhydrous weight corresponding to (1), in grammes

$$\text{Initial anhydrous weight} = \text{extracted anhydrous weight} \times \frac{100}{100 - \% \text{ Extract E.} - \% \text{ Extracts A.B.}}$$

(3) Anhydrous weight of the crucible (after calcination), in grammes

(4) Anhydrous weight of the crucible containing the lignin (prior to calcination), in grammes

(5) Anhydrous weight of the crucible containing the mineral substances derived from the calcination of the lignin, in grammes

(6) Anhydrous weight of the lignin after subtraction of the mineral substances, in grammes $[(6) = (4) - (5)]$

(7) Anhydrous weight of the mineral substances, in grammes $[(7) = (5) - (3)]$

(8) Percentage of lignin, expressed with respect to the initial anhydrous weight

(9) Percentage of mineral substances expressed with respect to the initial anhydrous weight

A.7. DETERMINATION OF THE HIGHER CALORIFIC VALUE

PURPOSE

The determination of the quantity of heat released by the complete, constant-volume combustion of unit mass of the material in an adiabatic calorimeter. Because the water vapour contained in the combustion gases is fully condensed, the result obtained is defined as the constant volume higher calorific value (HCV) of the material.

This method is an adaptation of the ISO 1923 - 1976 (E) - Solid mineral fuels Standard - "Determination of gross calorific value by the bomb calorimeter method and calculation of net calorific value".

METHOD

About 1 gramme of material, precisely weighed (to the nearest 0.1 milligramme) and for which the moisture and mineral contents have been determined (according to the method described in A.4), is burnt - at constant volume and in the presence of oxygen under pressure - in a bomb contained within a calorimetric vessel that is perfectly insulated in order to achieve adiabatic conditions. The temperature rise will thus be directly proportional to the quantity of heat released.

The "lower calorific value" (LCV) is calculated from the HCV by subtracting the heat of vaporization of the water contained in the sample or formed by oxidation of the hydrogen inherent to the anhydrous material.

APPARATUS

- An adiabatic calorimeter.

Principle of the calorimetric measurement (see figure)

The temperature of the outer enclosure (2) is constantly kept equal to that of the inner enclosure (1). Two platinum resistance sensors (3) and (4) compare these temperatures and act on the regulation of the external enclosure in the following manner : as a test takes place, the temperature rises in the inner enclosure (1), and a regulator will switch on a heating resistor (5) that is in a temperature conditioning chamber (6), a pump (7) causing a small volume of water to circulate between the external enclosure and this chamber; cooling is provided by cold water circulation around (6).

Figure of the adiabatic calorimeter

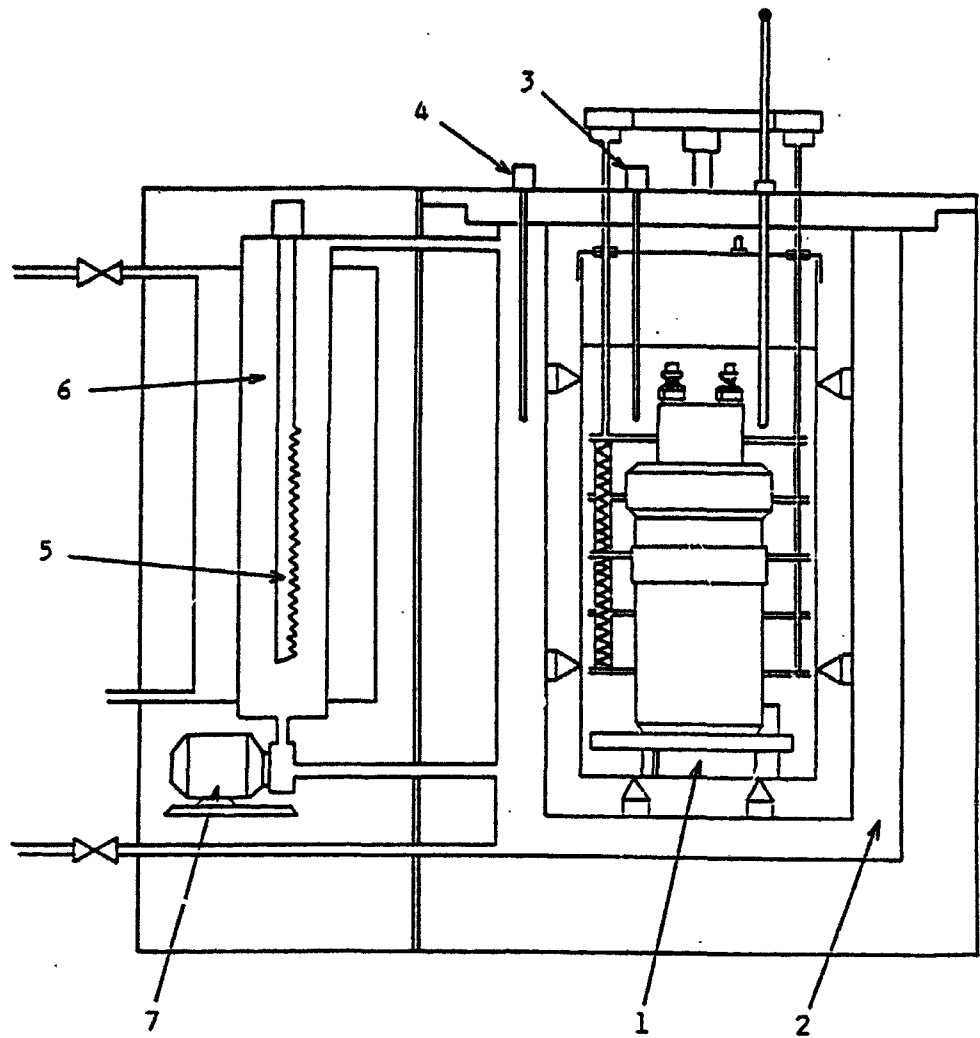


Fig. I.7

- Captions :
- (1) Internal enclosure
 - (2) External enclosure
 - (3)] Temperature sensors
 - (4)]
 - (5) Heating resistor
 - (6) Temperature conditioning chamber
 - (7) Pump

THE RESULTS

The calorific values are expressed in megajoules per kilogramme of material (MJ/kg).

The higher calorific value at constant volume is calculated, in the case of the adiabatic calorimeter, by the formula :

$$\text{HCV} = \frac{E (t_2 - t_1) - (a + b)}{1000 \cdot M}$$

where :

HCV = higher calorific value in MJ/kg

E = thermal capacity of the calorimeter, in joules per degree Kelvin

t₂ and t₁ = final and initial temperatures, in degrees centigrades

a = correction due to the formation of acids, in joules

b = correction due to interference heat sources, in joules
(firing wire, cotton, ...)

M = sample weight, in grammes.

The constant volume lower calorific value (LCV in MJ/kg) is calculated according to the general formula :

$$LCV = (HCV - 205,96 [H] \cdot 10^{-3}) \times \frac{100 - [H_2O]_x}{100 - [H_2O]} - 23,05 [H_2O]_x \cdot 10^{-3}$$

where :

LCV = lower calorific value

HCV = higher calorific value

[H] = total hydrogen percentage (hydrogen present in the hydration water + hydrogen in the anhydrous organic material)

[H₂O] = moisture content in the fresh sample

[H₂O]_x = moisture content at which the calorific values are to be determined.

NOTES

1. Special cases

a) In the test condition $[H_2O]_x = [H_2O]$, the formula becomes

$$LCV = (HCV - 205,96 [H] \cdot 10^{-3}) - 23,05 [H_2O] \cdot 10^{-3}$$

b) If one wants to know the lower calorific value (LCV) with respect to the anhydrous material $[H_2O]_x = 0$, then this LCV is defined by the following formula :

$$LCV = \frac{HCV - 205,96 [H] \cdot 10^{-3}}{100 - [H_2O]} \cdot 100$$

B. DENSIFIED PRODUCTS ANALYSIS

B.2. DENSITY

The density of the compressed products can be determined at two levels :
either in bulk or on a compressed element.

B.2.1. Density of bulk material

The determination of the density of compressed products is carried out according to the method described in paragraph A.2.

It should be remembered that this measurement must be made on products that are previously stabilized at 20° C. and 65 % RH.

B.2.2. Density of a compressed element

PURPOSE

In view of the irregular shape of the compressed products, the measurement of volume is carried out by means of a hydrostatic method.

METHOD

- The buoyancy of an element is measured when it is immersed in water and its volume deduced.
- Hygroscopic materials will require processing to prevent the absorption of water.

This processing consists of dipping samples in a bath of paraffin heated to 110° C. Once cooled, the paraffin will cover the sample with a thin and continuous protective film of which the volume has little effect on the sample volume measurement.

The method calls for an apparatus of the following type :

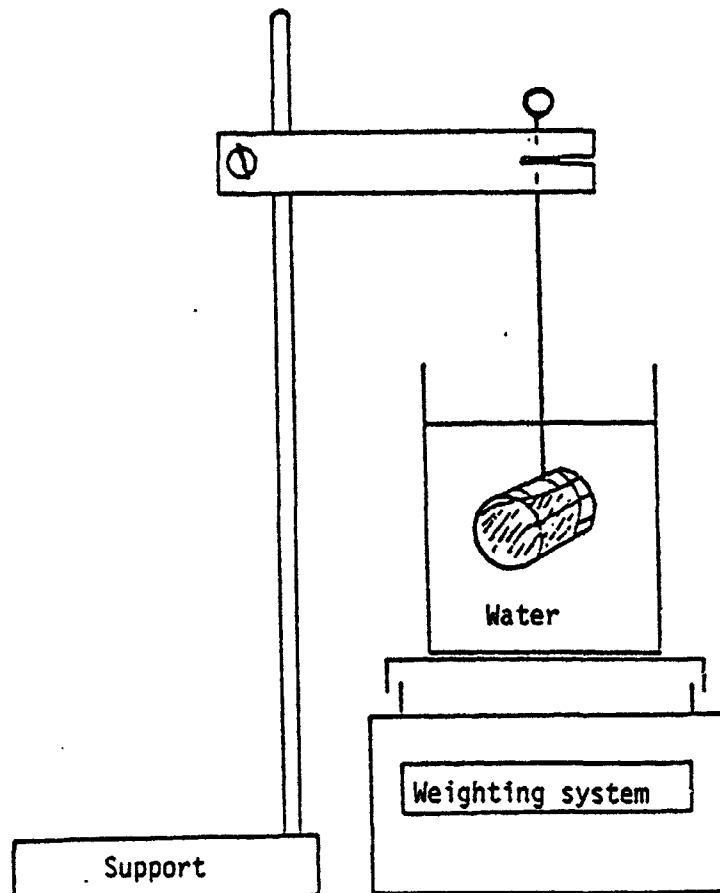


Fig. 1.8

- Weigh the empty apparatus with the spring clamp immersed in the water up to a fixed mark.
Take the reading : MH1.
- Set the sample between the jaws of the clamp and immerse sample and clamp up to the same mark.
Take the reading : MH2.
- The difference will represent the weight of the volume of water displaced corresponding to the volume of the sample :

$$V = MH2 - MH1$$

THE RESULTS

The density is given by the following expression :

$$D = \frac{M}{V}$$

where D is the density, in g/cm³

M is the weight of the sample, in g

V is the volume of the sample, in cm³

NOTES

1. For small samples, the weight is expressed in grammes and the volume in cm³.

For larger volumes, the density is expressed in kilogrammes per m³.

Example : Picea (Spruce) : 450 kg/m³ or 0.450 g/cm³

B.8. BEHAVIOUR IN CONTROLLED HYGROTHERMAL ENVIRONMENTS

B.8.1. Stabilization in controlled hygrothermal environments

Ligno-cellulosic materials being hygroscopic, their weight and volume will vary with the temperature and humidity of the ambient air. In order to carry out comparative tests, it is therefore essential to establish reference conditions which take these factors into account.

PURPOSE

Exposure of the materials under consideration to controlled hygrothermal conditions until a stabilization of their weight and dimensions is achieved. It is assumed that the weight is stabilized when two consecutive weight measurements, 24 hours apart, differ by no more than 0.1 %.

METHOD

- Place quantities or items of the materials in an environmental chamber.
- Carry out weight measurements at time intervals of at least 24 hours.

APPARATUS

- A precision balance.
- An environmental chamber or enclosure, in which changes of temperature are less than 1° C. and changes of relative humidity less than 5 % RH.

THE RESULTS

For each pair of measurements carried out, express the change of weight (ΔM) as a percentage of the weight on first weighing, by means of the following formula :

$$\Delta M = \frac{M_{t2} - M_{t1}}{M_{t1}} \cdot 100$$

Check that if $\Delta M \leq 0.1 \%$: in this case, one assumes that $M_{t2} = ME$

M_{t1} = weight at time t_1

M_{t2} = weight at time t_2

$t_2 = t_1 + 24$ hours at least

ME = equilibrium weight

NOTES

1. The ambient conditions most commonly used are the following :

Reference climate : 20° C., 65 % RH : Ambient conditions for which all samples are stabilized prior to testing.

Dry climate : 20° C., 35 % RH : Ambient conditions considered as representative of a dry climate.

Humid climate : 20° C., 85 % RH : Normally humid ambient conditions

20° C., 95 % RH : Very humid environment.

8.8.2. Equilibrium moisture content

PURPOSE

To determine the equilibrium moisture content in any given controlled environment after stabilization of the samples.

METHOD

- Set the samples in the environmental chamber.
- Regularly check the change in weight of the samples until stabilization is reached (see 8.7.1.)
- After stabilization, determine the moisture content according to the method given in 8.3.
- Repeat the experiment at least 5 times.

APPARATUS

- A precision balance.
- A controlled environment chamber, in which changes of temperature are less than 1° C. and changes in humidity less than 5 % RH.
- A ventilated oven (see method 8.3.)
- A dessicator (see method 8.3.)

THE RESULTS

The results are expressed in the same way as in method 8.3.

The exposure time is given in the test report.

8.8.3. Dimensional variations (*)

The changes in moisture content due to the hygroscopic nature of ligneous materials give rise to dimensional changes which can become very important for the qualification of ligno-cellulosic products.

PURPOSE

To determine the changes in length (elongation), diameter or thickness (swelling) of the samples for analysis.

METHOD

- Set quantities or elements of the materials, of known weight and dimensions and previously stabilized at 20° C. and 65 % RH, into the chamber.
- Measure the weight and dimensions at regular intervals in order to draw curves corresponding to the changes in weight or dimensions according to exposure time until stabilization is achieved (see 8.7.1.)
- Repeat at least ten times.

APPARATUS

- Controlled environment chamber or enclosure.
- A precision balance.
- Apparatus for measuring length (length, diameter or thickness as the case may be).

(*) Further information is given in Appendix 4.

THE RESULTS

The results are expressed as a function of the initial dimensions, after stabilization at 20°C. and 65 % RH, according to the following general expression :

$$D = \frac{D1 - D0}{D0} \cdot 100$$

where : D is the change in dimension, as a % of the initial measurement

D1 is the dimension under the test ambient conditions

D0 is the dimension under the reference ambient conditions
(initial measurement)

NOTES

1. The method not only allows the changes in dimensions after stabilization to be studied, but also their rate of change. In general, the swelling but mainly the elongation measurements are extremely useful to assess the cohesion of the compressed product.
2. The successive measurements enable rate of change curves up to stabilization to be drawn.

8.9 IMMERSION TESTS (*)

PURPOSE

The determination of the behaviour of the compressed products in water, by measuring the change in the dimensions of the immersed product.

This test, widely used for wood derivative products, gives a quick idea of the product's resistance to water and also gives a general estimate of its behaviour in moist air. For compressed products, the essential measurement is that of the swelling or elongation.

METHOD

The suggested device enables continuous elongation or swelling measurements to be taken of the test sample by a displacement sensor (a linear potentiometer) connected to a plotter.

The continuous measurement is made necessary by the reaction speed of the products.

APPARATUS

The device used is shown in schematic form in the figure on the following page.

(*) Further information relative to the immersion test is given in Appendix 5.

Device for the measurement of elongation or swelling of immersed
compressed products.

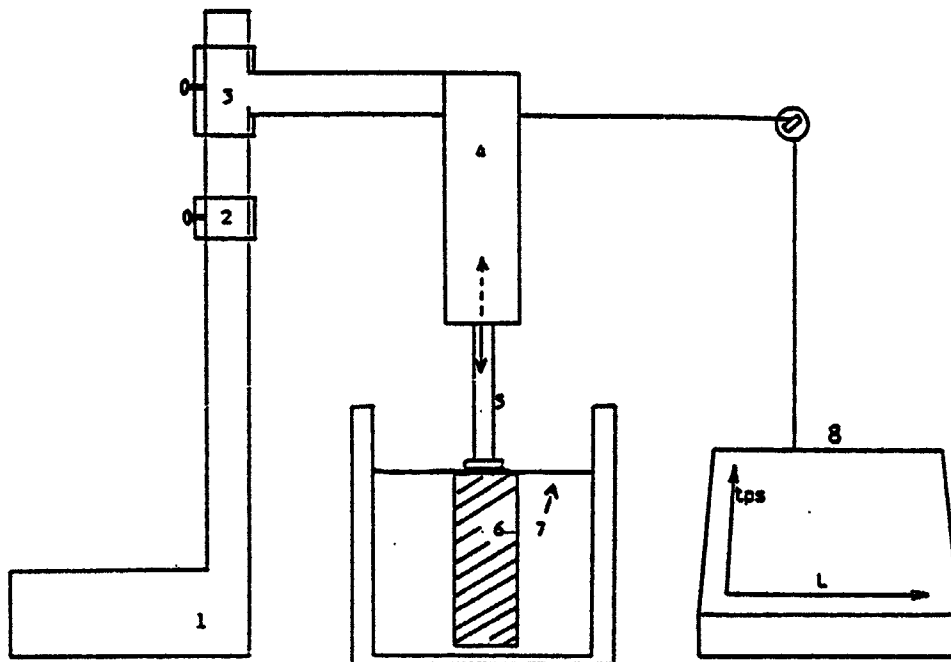


Fig. 1.9

1. Support column
2. End stop
3. Slider
4. Linear potentiometer 3000 ohms
5. Sensor probe - travel = 50 mm
6. Sample
7. Water level
8. Plotter (change in length with time)

The sample, previously machined to obtain two parallel sides and a length equal its diameter, is placed in a vessel at the bottom of which is a grid. The probe is made to rest on the sample and the system then set to zero. Water is added until its level is flush with the upper part of the sample and then kept constant by successive additions. The change in dimension (elongation or swelling) is observed until the reaction stops or the sample crumbles.

RESULTS

The observed result is a curve which gives the change of the measured dimension with time.

Having measured several types of curve by means of a number of directional tests, the suggested expression for the results is the extration of 4 parameters from the curve :

- . The inertia time (a), min.
- . The time to reach maximum rate of change (b), min.
- . The maximum dimensional change, as a % of the initial value (c)
- . The expression of the change per unit time $\left\{ \frac{c}{b} \right\}$

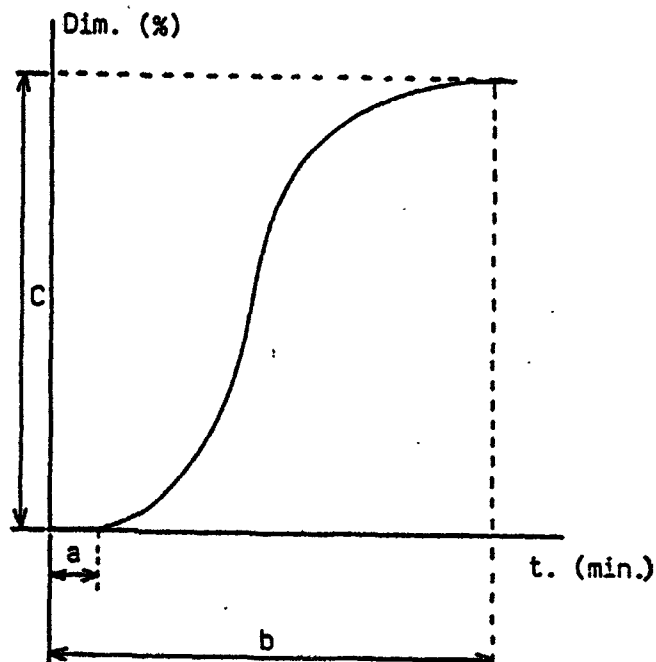


Fig. I.10

NOTES

Depending on the compressed products and the way in which they were made, the elongation and swelling will vary within wide limits, so that it is necessary to measure the two dimensions. It is then permissible to express dimensional changes by a calculation of the change in volume. This value may be calculated by means of the maximum change expressed as a percentage of the initial volume or in terms of change per unit time.

The number of repeated tests must be adapted to the heterogeneity of the product but must consist of at least five tests.

B.10 FRIABILITY

When compressed products are made, stored and handled, they are subject to a series of impacts which give rise to a certain desintegration of the briquettes and the appearance of a quantity of dust or fine particles.

PURPOSE

To determine the behaviour of the material when subjected to impacts of a limited nature.

METHOD

- Stabilize in a controlled ambient environment (20°C., 65% RH or some other depending on the purpose sought) a given quantity of compressed product elements of a length approximately equal to their diameter.
- Take a sample having a bulk volume of approximately 2 litres and weigh it.

The definition of the 2-litre bulk volume will be a function of the diameter of the compressed products.

If the diameter is less than 25 mm, the sample is defined using a 2 litre container (20 x 10 x 10 cm).

If the diameter is greater than 25 mm, the sample is defined by weighing (the bulk density being approximately equal to half the density of a fragment).

- Set this sample in a drum as shown in the sketch.
- Rotate the drum for five minutes at a speed of 21 rpm. Screen the sample on a screen where the mesh is equal to 2/3rds of the diameter of the compressed products.
- Weigh the fraction retained by the screen.
- Replace the two fractions inside the drum.
- Repeat the operation for regular time intervals to enable a desintegration curve to be drawn.
- Repeat the experiment three times.

APPARATUS

- A screen having 50 cm a side and square mesh holes of a size close to 2/3rds of the diameter of the sample, selected in the 100 to 10 mm series according to DIN 1488.
- A vibration unit (vibration frequency : 50 Hz).
- A precision balance having a capacity of at least 2 kg and enabling 0.1 g to be estimated.
- A drum as shown in the sketch on the following page.

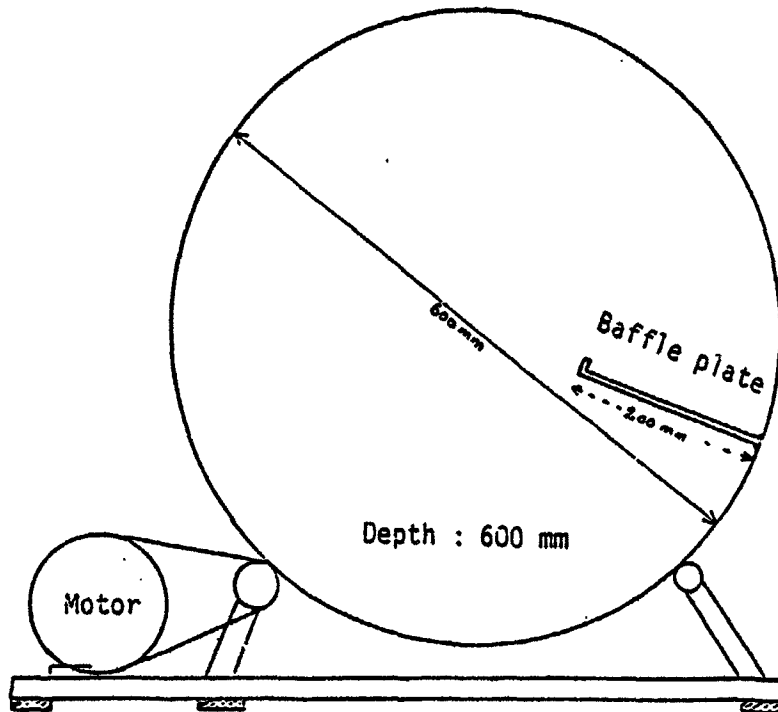


Fig. I.11

6. THE RESULTS

The most complete expression is the curve showing the changes in the non-disintegrated fraction as a function of time or of the number of revolutions. A curve is a good illustration of an observed phenomenon but is difficult to manipulate to establish comparisons.

In the case of friability, it is possible to define an index which includes a maximum of data provided by the curve. This index - termed "friability index" - is defined as the ratio between the area below the experimental curve and the area below the theoretical curve in the event of zero disintegration. The index is a dimensionless number between 0 (in the event of complete disintegration right from the beginning of the test) and 1 (in the case of zero disintegration). This index will only be meaningful if the drum test is run for a predetermined lapse of time (30 minutes or 630 revolutions).

The example below indicates the way in which the friability index is calculated from the experimental curve.

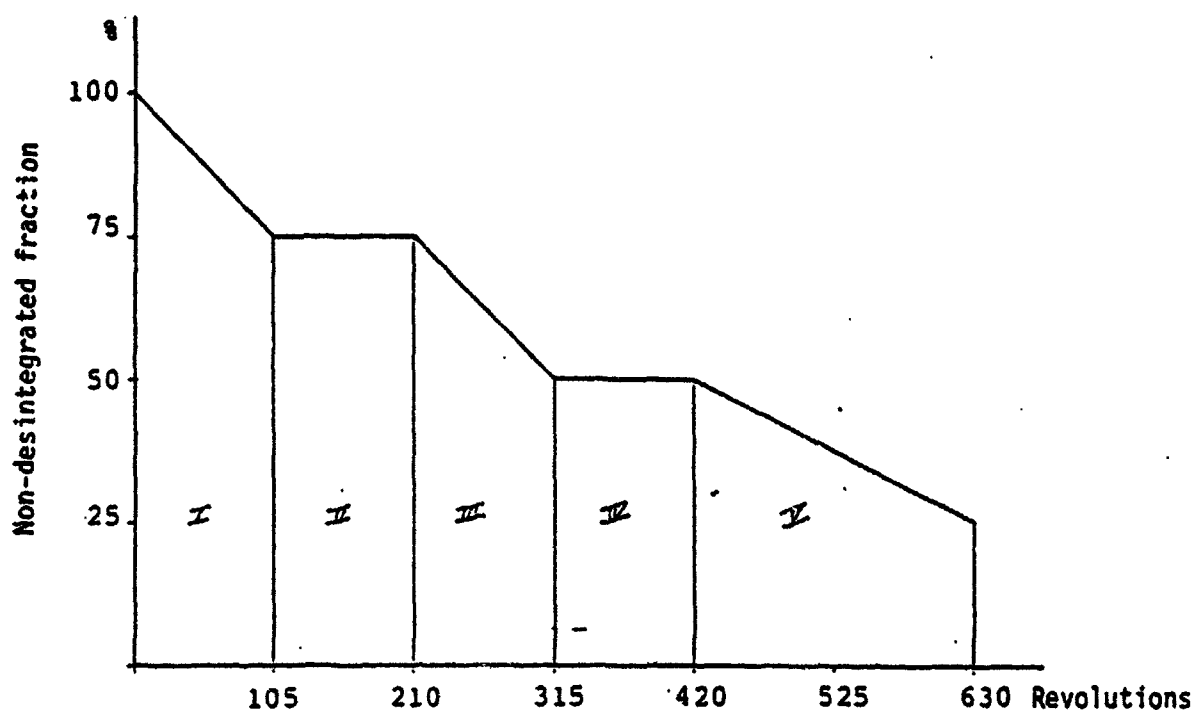


Fig. I.22

Calculation of the surface area below the curve

$$\begin{aligned}
 \text{Area I} &= 0.5(100 + 75) \times 105 = 9\,187.5 \\
 \text{Area II} &= 75 \times 105 = 7\,875 \\
 \text{Area III} &= 0.5(75 + 50) \times 105 = 6\,562.5 \\
 \text{Area IV} &= 50 \times 105 = 5\,250 \\
 \text{Area V} &= 0.5(50 + 25) \times 210 = 7\,855
 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{r}
 \text{-----} \\
 36\,750
 \end{array}$$

Surface area in the case of zero disintegration

$$100 \times 630 = 63\,000$$

Friability index :

$$36\,750 / 63\,000 = 0.58$$

DIMENSIONAL CHANGES DURING COMBUSTION

PURPOSE

Qualify the tested products by determining their rate of combustion and their behaviour during combustion under standardized conditions.

METHOD

Set a sample of a length equal to its diameter on the device described further on and continuously follow the change in weight and length of the sample.

APPARATUS

The figures further on illustrate the apparatus brought together to achieve the purposes set.

Apparatus for measuring the changes in dimensions
of a sample during combustion

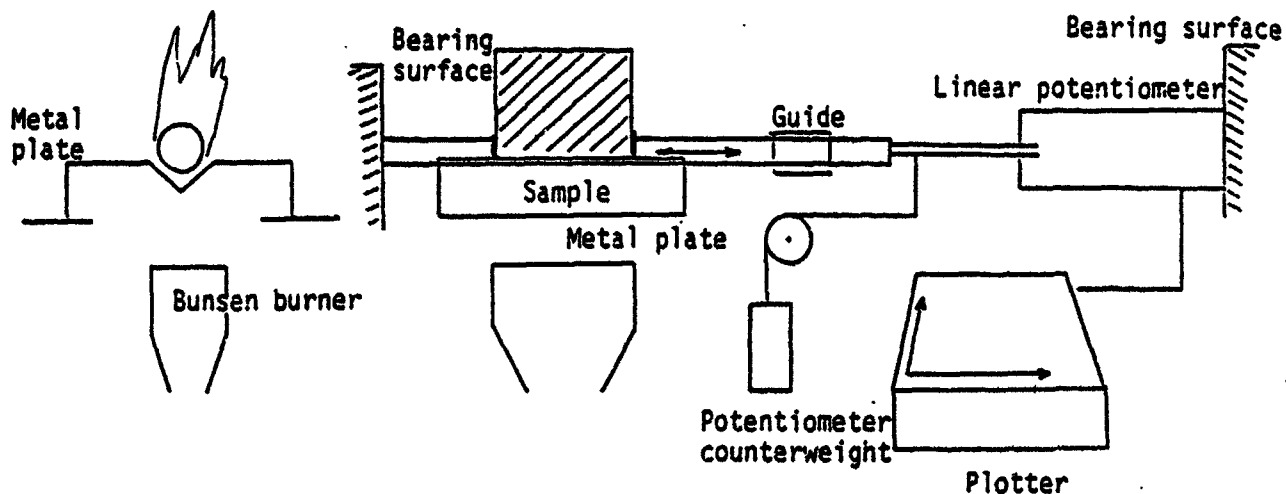


Fig. II.2

The changes in dimensions are continuously drawn by the plotter up to its maximum amplitude.

With the apparatus set to zero, the Bunsen burner is lit and the change in weight and/or length is continuously recorded. The temperature of the metal plate on which the sample rests is raised to about 500°C. The heat drives off volatile matter which will then ignite.

After a certain time, the flames disappear and the sample burns by incandescence. These observations are recorded during the test.

THE RESULTS

The results are obtained in the form of continuous curves expressing the change of length against time.

On the dimensional change curve, similar to that observed for the immersion test, the inertia time is recorded as are the maximum observed change and the time when this takes place.

NOTES

1. These tests, despite the fact that they are very difficult to conduct with a perfect control of experimental conditions (air admission, temperature, ...) are nevertheless very instructive as regards the specific behaviour of compressed products.
2. The choice of the sample length is based on conditions already mentioned with respect to the immersion test.

EXAMPLES

Here, as an example, are the results observed on a rice husk sample of a length and diameter of 29 mm.

The elongation curve enables the following values to be read or calculated :

The inertia time (the combustion time without elongation) = 0.5 min.

Time necessary to reach maximum elongation = 5.75 min.

Elongation = 11.4 mm or $11.4 \times 100/29 = 39.3 \%$

Elongation rate = $39.3 \%/5.75 \text{ min.} = 6.8 \%/ \text{min.}$

On the weight loss curve, the operator has noted the moment when the flames appeared (generally less than 1 min.) and disappeared. When the curve becomes horizontal, combustion is ended. The residual weight is accounted for by the ashes.

Elongation during combustion

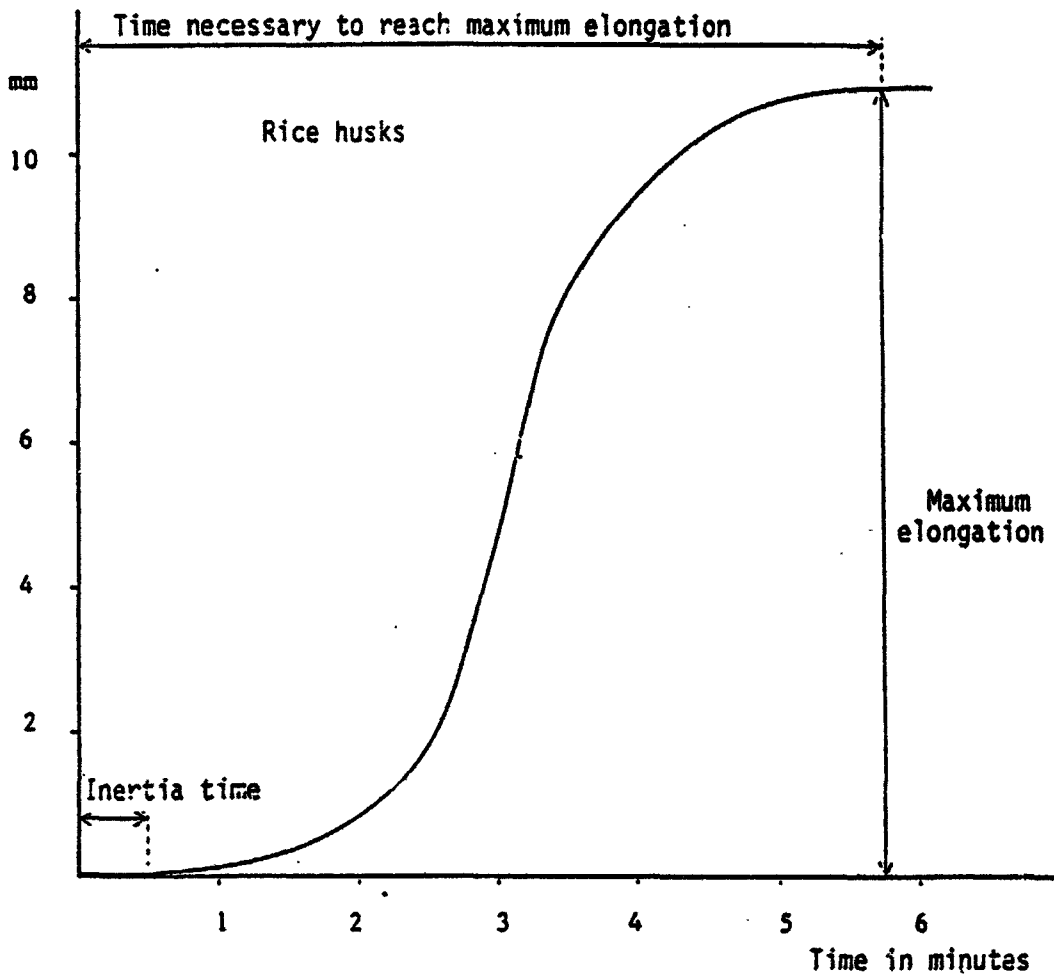


Fig. II.3

NOTE : COMBUSTION TESTING METHOD

1. Apparatus (fig.II.4)

Circular grate burning unit, with air admission and smoke extraction control . The mass of the system is recorded .

2. Methodology (fig.II.5)

- 500 gr of briquettes are lighted by 200 ml of methanol placed under the grate .
- the loss of weight is recorded (time basis)

From the curve, it is possible to determine :

2.1. The inflammability index (fig.II.6)

When the methanol only is burning, the required time to lose the mass of methanol is 4'09" (curve 1) . When the briquettes start to burn, the time to lose the mass equivalent to the methanol mass is shorter . The shorter the time is, the lower the inflammability index is .

Index curve 2 : $\frac{a}{AB}$; curve 3 : $\frac{b}{AB}$; curve 4 : $\frac{c}{AB}$

- | | |
|--------------------------------|------------|
| 2.2. Time of flames and smokes | } visually |
| 2.3. Time of burning | |

Fig. II.4 - Briquettes burning unit

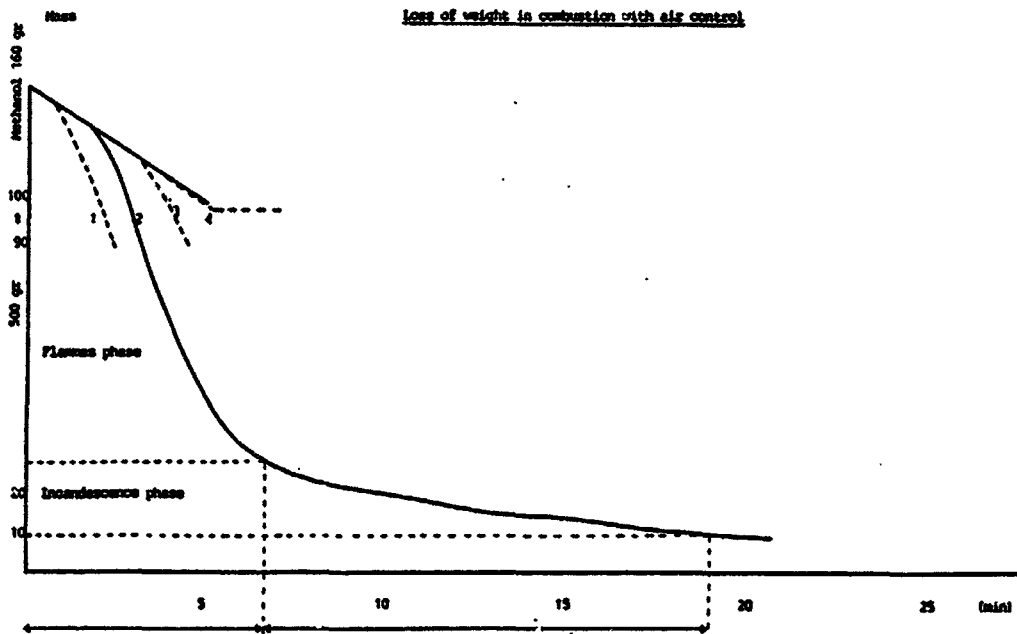
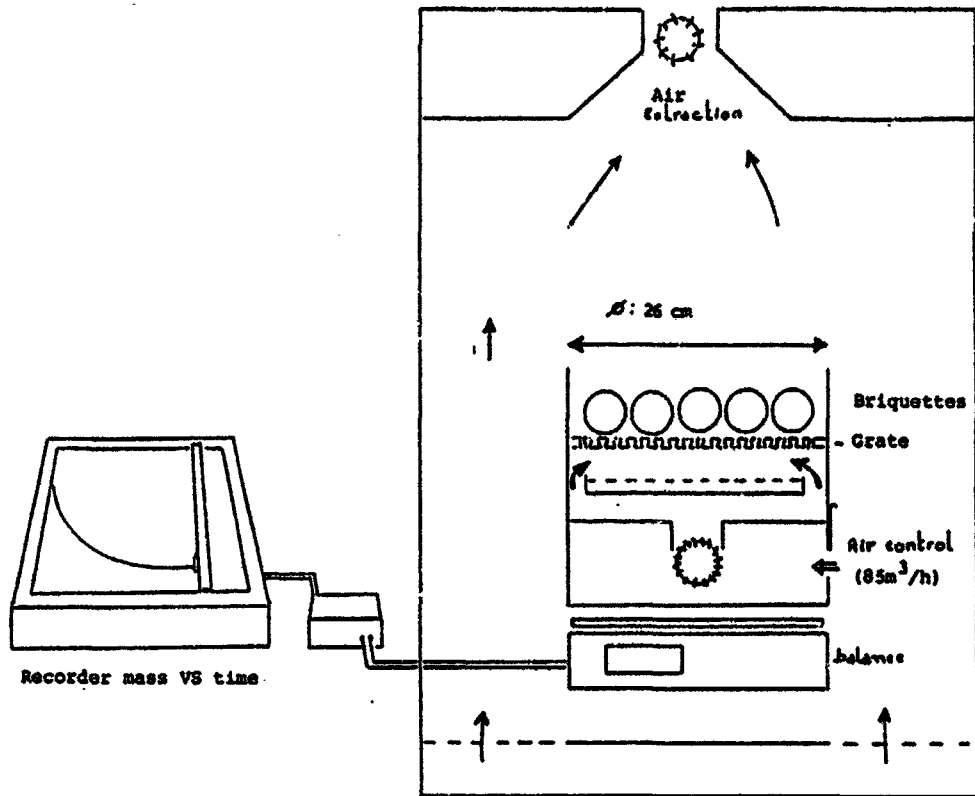


Fig. II.5

Total
mass

Loss of weight of methanol : without briquettes
Loss of weight of methanol and briquettes with a
low (2) , medium (3) , high (4) inflammability index

$$\text{inflammability index} = \frac{a}{AB}$$

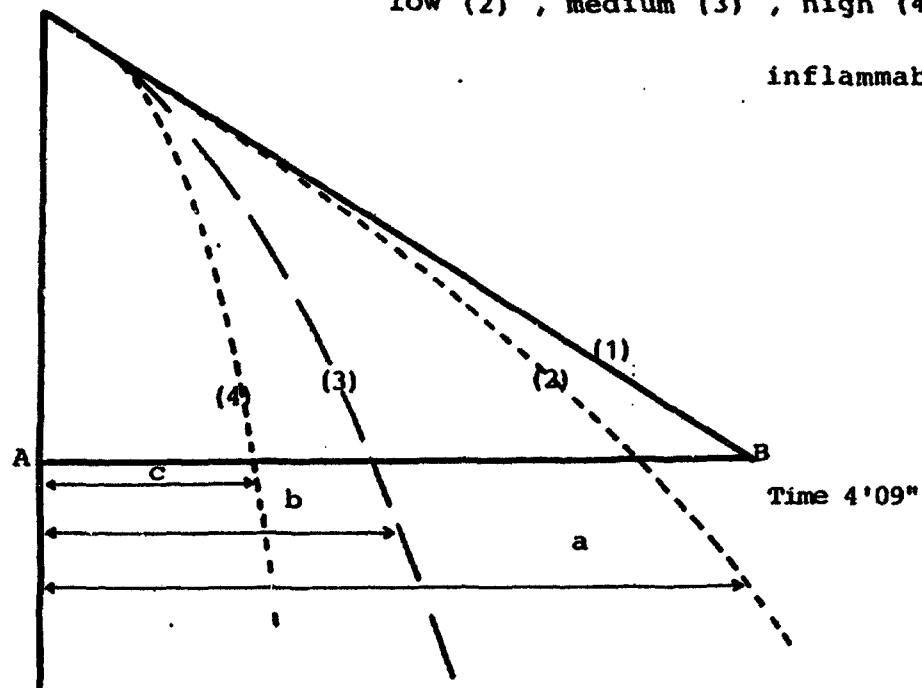


Fig. II.6

Volume II, Annex 2

Tests of Effects of Outdoor Storage on the
Energy Value of Coffee Residues

Progress of Project

The purpose of this project is to monitor the evolution of the characteristics of coffee husks exposed to an extended open-air storage.

The pile of husks has been stored outdoors since the beginning of the month of March 1986 on terrain of the ANYAMA factory located 30 Km from Abidjan.

Samples have been taken on the following dates:

No. 1	March 28, 1986
No. 2	May 13, 1986
No. 3	June 27, 1986
No. 4	August 10, 1986

Method of Sampling

Samples No. 1 and No. 2 have been made by horizontal mechanical core sampling at a maximum depth of 2 m.

The sampling procedure was found to be inadequate after the pile had been exposed to rain. Samples No. 3 and No. 4 have therefore been made by manual digging of a shaft to a depth of 1.5 m.

OPERATION NO. 1

DATE : March 26, 1986

Pile Characteristics

The pile seems to be homogeneous and does not appear to have undergone any change from its initial condition.

Results

1 sample at a horizontal depth of 1 m

Humidity : 16.6%

Temperature : 35°C

Analysis of dry matter :

Carbon	: 48.0%
Hydrogen	: 5.2%
Nitrogen	: 1.7%
Ashes	: 7.1%
Oxygen	: 38.0%
Volatile material	: 73.2%

Calorific power :

GHV/dry	: 4370 Kcal/kg
NHV/gross	: 3340 Kcal/kg

OPERATION NO. 2

DATE : MAY 13, 1986

Pile Characteristics

The pile has experienced heavy storms since the previous sample.
The surface appears to be slightly blackened in places.

Results

1 sampling at a horizontal depth of 1.5 m at 1.5 m above ground level.

Humidity : 26.6%

Temperature : 45°C

Analysis of dry matter :

Carbon	: 48.0%
Hydrogen	: 5.2%
Nitrogen	: 1.7%
Ashes	: 6.7%
Oxygen	: 38.4%
Volatile material	: 54.2%

Calorific power :

GHV/dry	: 4370 Kcal/kg
NHV/dry	: 4090 Kcal/kg
NHV/gross	: 2840 Kcal/kg

OPERATION NO. 3

DATE : June 27, 1986

Pile Characteristics

The pile has been through the most violent part of the rainy season; a slight settling of the pile is noted.
Three samples have been taken.

Sample A

Made by digging a vertical shaft at 1 m above the ground level :

- One notices : - a dry surface layer of approx. 5 cm thickness
- a 95 cm humid layer of blackish color (above the soil).

Sample taken at : depth - 0.5 m
temperature - 65°C
humidity - 57.6%

Sample B

Made by digging a vertical shaft at 2 m above the ground level :

- One notices : - a dry surface layer of approx. 5 cm thickness
- a 20 cm humid layer of blackish color

Sample No. 2 taken at : depth - 0.20 m
temperature - 70°C
humidity - 51.7%

- an off-white layer over 40 cm

Sample No. 3 taken at : depth - 0.60 m
temperature - 84°C
humidity - 64.2%

- beyond a depth of 0.75 m a core which resembles the initial condition :

Sample No. 4 taken at : depth - 1.50 m
temperature - 60°C
humidity - 29.5%

Sample C

Made by digging a vertical shaft at 3 m above the ground level :

- One notices : - a dry surface layer of approx. 5 cm thickness
- a 30 cm humid layer of blackish color
temperature : 63°C, humidity
- a 50 cm off-white layer
temperature : 84°C, humidity 59.2%
- beyond a depth of 0.85 m a core which resembles the initial condition :
temperature : 70°C, humidity : 27%

Analysis

The analyses have been made on samples B and layers 2, 3 and 4.

Sample No. 2

Humidity : 51.7%

Analysis of dry matter :

Carbon : 44.9%
Hydrogen : 5.2%
Nitrogen : 1.85%
Sulfur : 0.3%
Ashes : 6.8%
Oxygen : 41.0%

Volatile material : 32.3%

Calorific power :

GHV dry : 4270 Kcal/kg
NHV/dry : 3990 Kcal/kg
NHV/gross : 1620 Kcal/kg

Sample No. 3

Humidity : 64.2%

Analysis of dry matter :

Carbon : 45.2%
Hydrogen : 5.0%
Nitrogen : 1.8%
Sulfur : 0.3%
Ashes : 5.9%
Oxygen : 41.8%

Volatile material : 24.9%

Calorific power :

GHV/dry : 4370 Kcal/kg
NGV/dry : 4100 Kcal/kg
NGV/gross : 1080 Kcal/kg

Sample No. 4

Humidity : 29.5%

Analysis of dry matter :

Carbon : 47.0%
Hydrogen : 5.1%
Nitrogen : 1.8%
Sulfur : 0.31%
Ashes : 6.2%
Oxygen : 38.6%

Volatile material : 48.8%

Calorific power :
GHV/dry : 4340 Kcal/kg
NHV/dry : 4070 Kcal/kg
NHV/gross : 2690 Kcal/kg

OPERATION NO. 4
DATE : August 10, 1986

Three samples have been taken.

Sample A

Made by digging a vertical shaft at 1 m above the ground level :

One notices : - a dry surface layer of a thickness of approx. 5 cm.
- a wet layer of blackish color extending to the ground at a depth of : 0.5 m - temperature : 60°C - humidity : 57%

Sample B

Made by digging a vertical shaft at 2 m above the ground level :

One notices : - a dry surface layer of a thickness of approx. 5 cm
- a 30 cm wet layer of blackish color
Sample no. 2 taken at a depth of 0.20 m
temperature : 72°C - humidity : 59.9%
- a 50 cm off-white layer
Sample no. 3 taken at a depth of 0.60 m
temperature : 80°C - humidity : 70.4%
- beyond a depth of 0.85 m a core which resembles the initial condition
Sample no. 4 taken at a depth of 1.50 m
temperature : 60°C - humidity : 34.6%

Sample C

Made by digging a vertical shaft at 3 m above the ground level :

One notices : - a dry surface layer of a thickness of approx. 5 cm
- a 30 cm wet layer of blackish color
temperature : 68°C - humidity : n.c.
- a 40 cm off-white layer
temperature : 84°C - humidity : 68%
- beyond a depth of 0.75 m a core which resembles the initial condition
temperature : 70°C - humidity : 31.5%

Analysis

The analyses have been made on samples B and layers 2, 3 and 4

Sample No. 2

Humidity : 59.9%

Analysis of dry matter :

Carbon	: 48.1%
Hydrogen	: 5.3%
Nitrogen	: 2.3%
Sulfur	: 0.4%
Ashes	: 9.8%
Oxygen	: 33.9%

Volatile material : 26.4%

Calorific power :

GHV/dry	: 4370 Kcal/kg
NHV/dry	: 4080 Kcal/kg
NHV/gross	: 1280 Kcal/kg

Sample No. 3

Humidity : 70.4%

Analysis of dry matter :

Carbon	: 42.7%
Hydrogen	: 5.4%
Nitrogen	: 1.77%
Sulfur	: 0.31%
Ashes	: 10.0%
Oxygen	: 39.8%

Volatile material : 18.1%

Calorific power :

GHV/dry	: 4390 Kcal/kg
NHV/dry	: 4100 Kcal/kg
NHV/gross	: 490 Kcal/kg

Sample No. 4

Humidity : 31.5%

Analysis of dry matter :

Carbon	: 47.0%
Hydrogen	: 5.3%
Nitrogen	: 1.7%
Sulfur	: 0.31%
Ashes	: 8.5%
Oxygen	: 37.2%

Volatile material : 40%

Calorific power :

GHV/dry	: 4370 Kcal/kg
NHV/dry	: 4090 Kcal/kg
NHV/gross	: 2610 Kcal/kg

OPERATION OF SEPTEMBER 9, 1986

During a site visit we discovered that the test pile had been completely destroyed by banana planters (who use coffee husks as fertilizer). The various layers having been mixed, further testing was no longer representative.

We had intended to make a deep ditch with a wheeled loader at the end of the test period to reach the core of the pile and take a sample at that spot; unfortunately, the premature destruction of the pile forced us to change the program.

CONCLUSIONS

On examining the results obtained, it is to be noted that after a 4 month period of storage exposed to rain, the pile essentially consists of :

- a central mass having preserved most of its initial physico-chemical characteristics, except for a perceptible decrease of the volatile material proportion and a humidity of approx. 30% in its outer layers (probably lower in the core) and a NHV higher than 2600 Kcal/kg.
- this central mass is surrounded by a wet layer of a thickness of less than 100 cm composed of two distinct parts :
 - an outside layer of 20 to 30 cm of soaked material with a humidity between 50 and 60% and a temperature of about 70°C
 - an inside layer of 40 to 50 cm of mildewed material with a humidity of more than 70% and a temperature of more than 80°C
- finally, a thin exterior layer of dry material, dried by the combined action of the sun and the inside temperature of the pile.

Although we were unable to pursue the test period to its end, we may however conclude that after 6 months of open-air storage and after having experienced the rainy season, the coffee husks constitute a fuel which still can be used in its natural condition (NHV superior to 2600 Kcal/kg) provided one removes the outer layer over a thickness of approx. 100 cm.

Volume II, Annex 3

FERTILIZER FROM OIL PALM RESIDUES

A3.1 The common practice in palm oil industry is to raise energy from fibers and shells in steam plants and to produce potassium-rich ashes from the empty bunches in incinerators. However, two of the options investigated in this study require combustion of all residues in boiler furnaces (Scenarios C and D) and an important question is whether the furnace ashes from empty bunches can be used as a fertilizer as well. In the case of Ehania palm oil factory, 1420 t of empty bunch ashes per annum are produced with a proximate value of 170,000 US\$/yr. With this amount the cost of energy production in Scenarios C and D can be reduced by about 30%.

A3.2 Tjeng and Olie Vol. 1, Annex 9, (lit. 5) report a large decrease (to 7%) of the potassium content when empty bunches are fueled in boiler furnaces instead of in incinerators. It is not entirely clear, however, whether they carried out their tests with pure empty bunches or with a mixture of all palm oil residues (the large decrease of potassium content can be partly be explained when empty bunches were fueled together with fibers and/or shells). Still, Tjeng and Olie state that there is a relation between combustion temperature and potassium content, and the incinerators developed by Stork are designed along this line to give an optimum potassium yield.

A3.3 Because of the uncertainties with respect to whether and how it might be possible to produce potassium-rich ashes in boiler furnaces, the Biomass Technology Group (BTG) of Twente University carried out some preliminary tests under laboratory conditions. Two hypotheses were investigated:

- (a) The local combustion temperature of the fuel causes potassium to form volatile compounds and to leave with the combustion gases; and
- (b) The heat which the ashes are subjected to leads to inclosure of potassium in silicium compounds.

First hypothesis

A3.4 As far as combustion temperatures affect the potassium content of ashes by evaporation of potassium compounds, it is not the furnace temperature but the actual temperature of the burning fuel which is the determining factor (both are related to each other, depending on heat transfer conditions in the furnace). To make actual fuel temperature measurement possible, a porous fuel structure was made inside of which a thermocouple was inserted. For this purpose, the empty bunches were milled to fibers of approximately 0.5 mm diameter and 25 mm length.

A3.5 Samples of milled empty bunches were combusted in a 50 mm dia. pipe oven while the temperature of the sample was measured continuously. Oven temperatures were varied from 300-1000°C. Combustion air was lead through the pipe at a velocity which was constant for all experiments. Due to thermal expansion of the gas, the oxygen mass fraction varied with gas temperature.

A3.6 The samples burned under oxygen transfer-controlled conditions. Since fresh combustion air was supplied from one side, this caused a combustion front travelling through the sample, which was indicated by the temperature change as the front passed the thermocouple. During each experiment, every part of the sample, while passed by the combustion front, was exposed to the maximum temperature thus measured. Therefore, this maximum temperature was considered the sample combustion temperature. Immediately after combustion of the whole sample, which required 5 to 30 minutes (depending on combustion temperature), its ashes were removed from the oven.

A3.7 At oven temperatures from 750-1000°C, using pure air as combustion gas, the sample combustion temperature was only about 50°C above the oven temperature. To attain low sample combustion temperatures it was not only necessary to reduce the oven temperature but also to reduce the oxygen mass fraction of the combustion gas to 10%. This was done by diluting air with nitrogen.

A3.8 After the solution of the ashes in hydrogen fluoride, the potassium content of the ashes was determined by flame colorimetry. Thus potassium appearing in all its present compounds was determined. These values were recalculated to express the potassium content as K₂O (1% K corresponds to 1.21% K₂O).

A3.9 Results are presented in figure A3.1. Potassium contents vary from 41-30% with increasing combustion temperature. Above about 1050°C ash melting occurred and potassium contents could not be determined anymore.

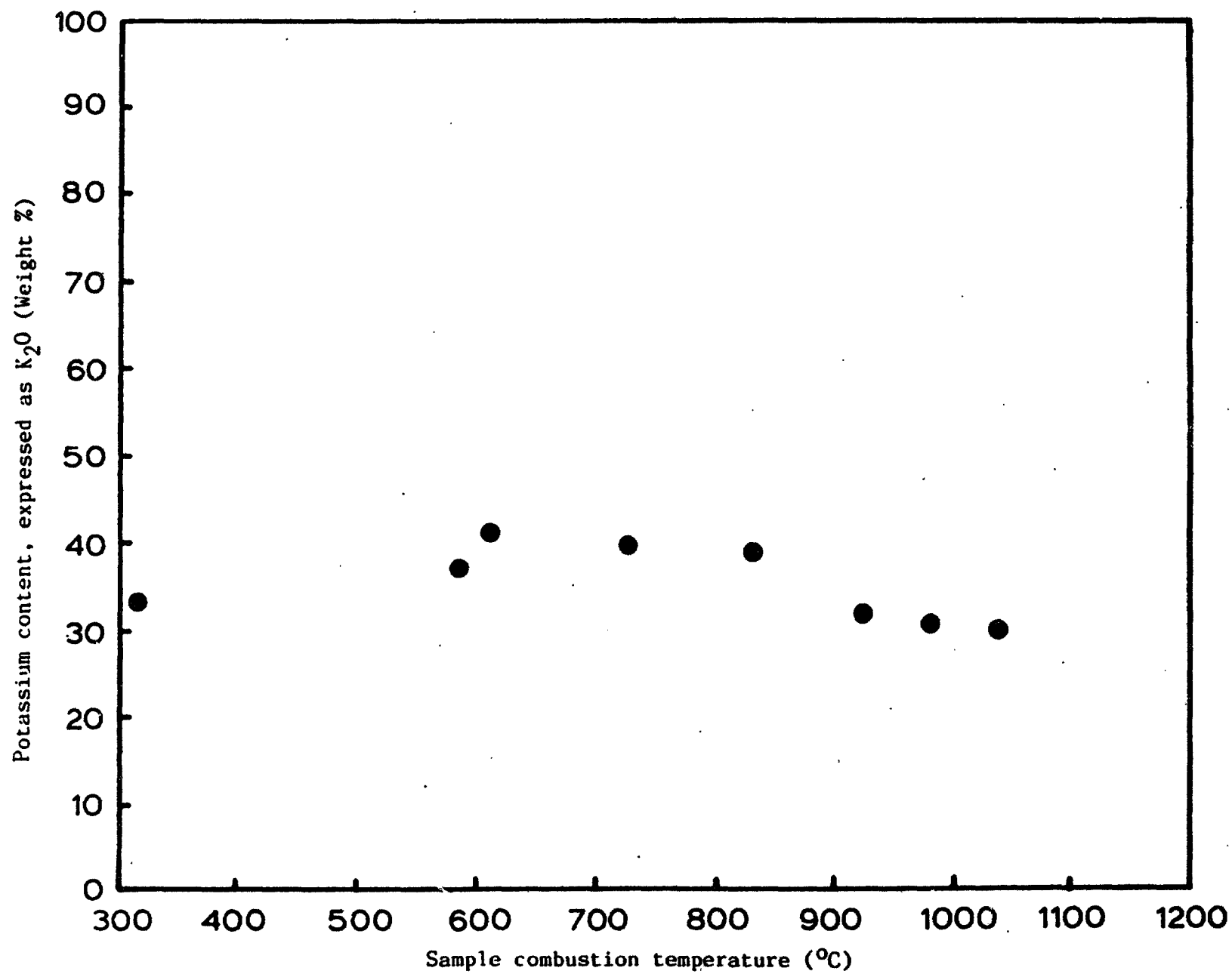


Figure A2.1 Potassium content of ashes from empty palm oil fruit bunches as a function of combustion temperature.

Figure A3.1

A3.10 The results of these experiments do not confirm the data presented by Tjeng and Olie. If there is really such a strong influence of temperature on ash potassium content, its cause is certainly not the evaporation of potassium compounds but still might be looked for in the inclosure of potassium in silicium compounds of the ashes.

Second hypothesis

A3.11 The second hypothesis implies that there are two types of potassium present in empty bunch ashes:

- (a) that which is directly soluble in water and
- (b) that which is only soluble after disclosure, for instance with hydrogen fluoride. In fact the first combustion tests had to be repeated and the measurements of the potassium contents had to be carried out by distinguishing directly soluble potassium from inclosed potassium. Unfortunately, BTG did not have this opportunity.

A3.12 To assess whether the hypothesis of potassium inclosure makes sense, a sample of milled empty bunches was combusted in a 90 mm dia. clay pot placed in a small closed oven. With induced combustion air the gas temperature inside the pot was held at about 920°C. After burn-out, which took one hour, it was observed that ash melting had occurred, indicating that local temperatures had been much higher (>1050°C) than the mean gas temperatures in the pot.

A3.13 By flame colorimetry the potassium content was determined in 3 different ways:

- (a) after dissolving in boiling water;
- (b) after dissolving in boiling light acid (HNO₃, pH 4); and
- (c) after disclosure with HF and dissolving in boiling light acid (HNO₃, pH 4).

Results are presented in Table A3.1. Indeed, the inclosure of potassium in silicates is a possible explanation for a decrease of the amount of directly soluble potassium.

Table A3.1: POTASSIUM CONTENT OF EMPTY PALM OIL FRUIT BUNCH
ASHES, DETERMINED IN 3 DIFFERENT WAYS (CUMULATIVE)

Method	Potassium Content (expressed as weight% K ₂ O)
in boiling water	14.3
in HNO ₃ (pH 4)	15.1
disclosed with HF, in HNO ₃	22.5

Conclusion

A3.14 Probably, melting of the ashes is causing the inclosure of potassium in silicates. It is possible to fuel a boiler with empty bunches and produce potassium-rich ashes as well. The furnace must be designed so that ash melting is avoided. A necessary condition is to fuel empty bunches in a separate boiler to avoid mixture with poor ashes from fibers and shells. Because of the relatively large potential benefit involved (30% of energy costs), Ehania palm oil factory is advised to perform tests in one of the present furnaces to fuel it with pure empty bunches and to determine the potassium content in the 3 ways described in this Annex.

THE VALUE OF FERTILIZER FROM PALM OIL RESIDUE ASHES

A3.15 Potassium is one of the most important nutrients of the oil palm. Most of potassium is to be found in the fruit stem, viz. about 6% of dry matter, depending on clone type (See Table A3.2). Other nutrients are nitrogen, phosphor, magnesium and calcium. However, they are not present in ashes of palm oil residues. For the assessment of fertilizer value of the ashes they are neglected in this Annex.

Table A3.2: INDICATIVE VALUES OF POTASSIUM CONTENTS IN
PALM OIL FRUIT BUNCHES

K-content (weight%, dry basis)	
fibers	2
shells	0.8
empty bunch	6

Source: See Volume 1, Annex 9, lit. 8.

On the basis of these figures it can be expected that only ashes of empty bunches may contain a valuable amount of potassium. Provided that empty bunches are separately burnt, i.e. not in the same furnace as fibers and shells, their ashes can be applied as a fertilizer. For this reason, empty bunches are burnt in incinerators or in the open.

A3.16 Empty bunches contain 5% ashes on a dry weight basis. Reportedly, empty bunch ashes contain 33% potassium (expressed as K₂O). So, the yield per TFB is $0.26 * (1-0.63) * 0.05 = 0.0048$ t ashes, or $0.0048 * 0.33 = 1.6$ kg potassium (K₂O). These ashes can substitute the commercial available muriate of potash, which contains 60% potassium (K₂O). One ton of empty bunch ashes corresponds to 0.55 t muriate of potash.

PRODUCTION COST

A3.17 In most factories in Côte d'Ivoire, empty bunches are not burnt in special incinerators, but in the open. The ashes are put in used fertilizer bags. Production costs per ton of ashes are therefore determined by labor costs only. At Ehania, yearly ash production is 1450 t/yr or, on average, 5.5 t/day, which can be carried out by 2 unskilled workers, who cost an equivalent of \$1600/yr. This results in production costs of \$1.13/t ashes. The cost of used fertilizer bags are neglected. The same goes for the transport cost of the ash from the incineration site to the Ehania plantations, as similar costs have to be incurred for the transportation of fertilizer from the central storage shed to the plantations.

VALUE

A3.18 The value of the ashes is determined by the ash production cost and the cost of commercial fertilizer. Cost of commercial fertilizing is composed of the price in Abidjan and cost of transportation to Ehania. According to the Societe Tropicale d'Engrais et de Produits Chimique (STEPC), the principal distributor of fertilizers, the price of muriate of potash is 79,250 FCFA/t (1985), or \$203/t. Transportation cost is set at \$0.10/t km), and for Ehania, which is situated 163 km from Abidjan, amount to \$16.3/t. Therefore the cost of applying commercial fertilizer in Ehania is \$219/t. Since 1 t of ashes corresponds to 0.55 t muriate of potash, it has a value of $0.55 * 219 = \$120.5$ /t ashes. From this value the production cost must be subtracted. Thus, production of potassium rich ashes in Ehania gives a profit of $120.5 - 1.13 = \$119$ /t ash.

A3.19 For convenience, the potential fertilizer value of empty bunches with various moisture contents, which is the ash content times the ash fertilizer value, is mentioned in Table A3.3.

Table A3.3: POTENTIAL FERTILIZER VALUE OF EMPTY
BUNCHES OF VARIOUS MOISTURE CONTENT

mcwb	ash fertilizer value (US\$/t empty bunches)
0.63	2.05
0.20	4.43
0.10	4.99

Volume II, Annex 4

Palm Oil Bunches as Industrial Fuel in Abidjan

A. Delivered costs of dried empty bunches at Abidjan industrial area

A4.1 Delivered costs of dried empty bunches for boiler fuel purposes in the Abidjan industrial area, are composed of three factors:

- production costs of dried empty bunches at the palmoil processing site;
- transport costs of dried empty bunches from processing site to Abidjan industrial area; and
- losses in ash fertilizer value.

A4.2 Investment costs for the processing of 20,260 t/yr empty bunches (mcwb: 63%, LHV: 5,000 kJ/kg) into 9,380 t/yr dried empty bunches (mcwb: 20%, LHV: 13,700) at Ehania palmoil processing site are given in Table A4.1

Table A4.1: INVESTMENT COSTS FOR DROED EMPTY BUNCH
PRODUCTION AT EHANIA PALMOIL MILL

- open drying sheds (1,460 m2 at 100 US\$/m2)	US\$ 146,000
- 2 forklift trucks	30,000
- conveyor belt	<u>10,000</u>
Total	<u>186,000</u>

A4.3 Yearly total costs of empty bunch drying at Ehania site are presented in Table A4.2 under the usual assumptions. The lifetime of all equipment is 15 years.

Table A4.2: OVERALL YEARLY DRIED EMPTY BUNCH
PRODUCTION COSTS AT EHANIA PALMOIL MILL

ANNUALIZED CAPITAL COSTS	US\$ 24,450
ANNUAL RUNNING COSTS	
- manpower	
- semi-skilled (1 man year)	2,100
- unskilled (6 man years)	9,000
- Maintenance and repair	4,000
- Fuel	3,650
Total	43,200
Production cost of dried empty bunches	US\$4.61/t

A4.4 Cargo transport costs by truck depend on a large number of factors, among them variable costs like repair and maintenance, tires, fuel and lubricants, which are usually calculated on a per km basis, as well as fixed costs as capital and labour which are normally calculated on a per unit time basis. Costs also depend on the condition of roads, the turnaround time at points of loading and discharge, the trip length and the possibility of a backhaul cargo. For the above reasons very different cost figures (varying from 25-60 FCFA/ton kilometer) were mentioned during the missions visit. In view of the transport distances involved in dried empty bunch transport, the mission decided to assume a standard dried empty bunch transport cost of 50 FCFA/ton kilometer or \$0.14/ton kilometer. This rate is based on a standard tariff for 6-ton lorries loaded to full capacity amounting to 40 FCFA/ton kilometer (\$0.10/ton kilometer). The average distance from PALMINDUSTRIE's factories to Abidjan industrial area is about 210 km, leading to average dried empty bunch transport costs of 11,630 FCFA/t or \$29.82/t. The palmoil processing mill closest to Abidjan is situated at Eloka (35 km). Dried empty bunches produced at this site would carry a transport cost of approximately 1,944 FCFA/t or \$4.99/t.

A4.5 The above transport cost calculations take into account that a dried empty bunch lorry cannot be loaded to full capacity. Taking the dimensions of a standard 6-ton lorry load floor at 6 x 2.45 m, and assuming that the vehicle can be loaded to a height of 2.45 m, the available volume is 36 m³. Assuming the bulk density of loosely tipped dried empty bunches at 120 kg/m³, it is possible to transport a dried empty bunch weight of about 4.32 t or 28% below full capacity. As this calculation shows that it is possible to fully utilize the available weight carrying capacity of a vehicle, it becomes clear that measures to reduce empty bunch bulk density, like milling, briquetting or pelletizing, are not necessary and will only add to the on-site delivered fuel cost.

A4.6 As one ton of dried empty bunches (mcwb: 20%) represents approximately 37 kg of ash fertilizer, the losses in fertilizer value amount to about 1,728 FCFA/t (dried empty bunches) or \$4.43/t (dried empty bunches).

A4.7 On the basis of the above values, the on-site delivered cost of dried empty bunches at the Abidjan industrial area in average would amount to about 13,358 FCFA/t or \$34.25/t. The minimum cost for processing and transport from Eloka site would amount to 3,674 FCFA/t or \$9.42/t. For Ehania this cost is 10,755 FCFA/t (\$27.58/t).

A4.8 The above data can be compared with fuel oil on an energy basis. Assuming a fuel oil cost in Abidjan of \$282.05/t or 110,000 FCFA/t and a fuel oil LHV of 42,000 MJ/t, Abidjan fuel oil energy costs amount to about 2.62 FCFA/MJ (\$0.00672/MJ). The average energy cost on the basis of on-site delivered empty bunches (LHV: 13,700 MJ/t) amounts to about 0.975 FCFA/MJ (\$0.0025/MJ). In case the empty bunches are to be produced at Eloka site, it will be possible to deliver empty bunches in Abidjan area for approximately 0.268 FCFA/MJ (\$0.00069/MJ). For empty bunches produced at Ehania the delivered cost would be about 0.785 FCFA/MJ (0.00201 US\$/MJ).

Conclusion

A4.9 From the above data it becomes clear that in principle, a competitive possibility for providing dried empty bunches as a boiler fuel to Abidjan exists, especially from the palmoil mill sites situated relatively close to the capital. Below, the financial consequences of such a procedure from the point of view of the biomass fuel buyer will be analyzed.

B. Financial analysis of the use of dried empty bunches as a boiler fuel at the Abidjan industrial area

A4.10 A potential buyer of dried empty bunches for boiler fuel purposes is the SCODI tuna cannery in the Abidjan industrial area. This factory consumes approximately 10 t/hr process steam (9 bar) for sterilization purposes. At present this steam is produced in SEUM oil fueled boilers. Total annual DDO consumption amounts to approximately 750,000 l/yr, which represents a value of approximately 190,380 US\$/yr.

A4.11 The above steam quantity can be produced by the combustion of 2,069 t/yr of dried empty bunch residues. Assuming that dried empty bunches can be delivered on-site for a cost of \$43.91/t or \$0.0032/MJ (including supplier's profit), which is approximately half the price per unit energy of fuel oil in Abidjan, the total biomass fuel expenditure would amount to approximately \$90,850/yr. Therefore annual fuel savings would amount to about \$99,530/yr.

A4.12 It will be difficult and relatively costly to convert the existing equipment from fuel oil to solid fuels. Therefore, the

installation of a new (10 t/hr; 9 bar) boiler must be envisaged when the existing equipment is worn-out. Installed investment costs of a new solid fuel boiler are presented in Table A4.3.

Table A4.3: INVESTMENT COSTS OF 10 T/HR (9 BAR) DRIED EMPTY BUNCH-FUELED PROCESS STEAM BOILER AT SCODI TUNA CANNING FACTORY

Item	Investment Cost (US\$)		
	Local	Foreign	Total
Furnace/watertube boiler system including:			
- Inclined grate burner			
- refractory lining			
- ash removal system			
- primary and secondary air fans			
- steel chimney			
- flue gas fan			
- flue gas filter			
- pressure control combustion chamber			
- economizer			
- temperature measurement			
- pressure measurement			
- water level control			
- steam pressure control			
- safety devices			
- service platform			
- fuel silo extraction system			
- hopper			
- fuel conveyor			
Sub-total	-	380,000	380,000
Installation	3,000	24,000	27,000
Freight	3,000	20,000	23,000
Taxes	11,100	-	11,100
Insurance	-	1,900	1,900
Total	17,100	425,900	443,000

Financial analysis

A4.13 Parameter values on which the financial analysis is based are presented in Table A4.4. Results of the financial analysis are shown in Table A4.5. The total annual cost of the boiler system fueled with empty

palm oil bunches are appreciably lower than the one on fuel oil, i.e. \$175,510/yr as against \$233,490/yr. Correspondingly, financial appraisal indicators show favourable values with respect to the empty bunches boiler system, i.e. a financial rate of return of 37% and a pay-back time on the incremental investment of 2.6 yrs.

Table A4.4: STANDARD PARAMETER VALUES FOR EXISTING OIL-FUELED BOILER AND AN ALTERNATIVE PALM BUNCH-FUELED BOILER AT SCODI TUNA CANNING FACTORY IN ABIDJAN; DECEMBER 1985.

	Oil-fueled boiler	Empty palm oil fruit bunch- fueled boiler
Process steam (t/yr)	36,000	36,000
Installed capacity (t/hr)	10	10
Initial investment, installed (US\$)	210,000	443,000
Equipment lifetime (yr)	15	15
Fuel consumption:		
- fuel oil (t/yr)	675	-
- empty bunches (t/yr)	-	2,069
Fuel price, delivered:		
- fuel oil (US\$/t)	262.05	-
- empty bunches (US\$/t)		43.91
Maintenance and repair (% of initial investment/yr)	4	4
Chemicals (US\$/yr)	5,000	5,000
Operating manpower:		
- semi-skilled (man yr)	1	1
- unskilled (man yr)	-	2

Table A4.5: FINANCIAL ANALYSIS OF ENERGY OPTIONS AT SCODI TUNA CANNING PLANT (US\$/YR)

	Oil-fueled boiler			Empty bunch boiler		
	Local	Foreign	Total	Local	Foreign	Total
ANNUALIZED CAPITAL COST:	2,761	24,849	27,609	5,824	52,419	58,243
ANNUAL OPERATING AND MAINTENANCE COSTS:						
chemicals	1,250	3,750	5,000	1,250	3,750	5,000
labor skilled	-	-	-	-	-	-
semi-skilled	2,100	-	2,100	2,100	-	2,100
unskilled	-	-	-	1,600	-	1,600
maintenance	4,200	4,200	8,400	8,860	8,860	17,720
empty bunches	-	-	-	90,850	-	90,850
fuel oil	81,709	108,675	190,384	-	-	-
TOTAL	92,020	141,474	233,493	110,484	65,029	175,513

IRR of bunch fueled boiler: 38%.

Pay-back period of total investment: 5.0 yr.

Pay-back period on incremental investment: 2.6 yr.

Sensitivity analysis

A4.14 Sensitivity analysis with respect to fuel prices, shown in Table A4.6, indicate that the financial feasibility of the industrial boiler system fueled with empty bunches is to some extent sensitive to these prices, especially the fuel oil price, although for either the fuel oil price or the empty bunch fuel price, a movement of 20% does not jeopardize said financial feasibility. As for the most sensitive fuel, i.e. fuel oil, the market price would have to go down from \$288.05/t to at least \$212.57/t, i.e. by more than 26%, in order to render the biomass boiler system financially infeasible.

Table A4.6: SENSITIVITY ANALYSIS OF AN EMPTY OIL PALM FRUIT BUNCHES-FUELED BOILER AS AGAINST AN OIL-FUELED BOILER AT SCODI TUNA CANNING FACTORY IN ABIDJAN

Contingency	Pay-back period (yr)		IRR (%)	NPV at 10% discount rate	Switching value at which NPV=0 at 10% discount rate
	Total investment	Incremental investment			
Fuel oil price down by 20% to \$44.44/t	8.8	4.6	20	137.3	\$212.57/t
Empty bunch price up by 20% to \$52.69/t	6.1	3.3	30	274.9	\$ 71.90/t

A4.15 Economic Analysis. Results of the economic analysis shown in Table A4.7 indicate that application of economic prices lowers the total cost of the oil-fired boiler option and the empty bunch option by 5.9% and 10.1% respectively. Hence, the empty bunch option is even more attractive from a national economic point of view.

Table A4.7: ECONOMIC ANALYSIS OF ENERGY OPTION AT SCODI TUNA CANNING PLANT (US\$/YEAR)

	Conversion	Oil-Fired Boiler			Empty Bunch Boiler		
	factor Local	Local cost	Foreign cost	Total cost	Local cost	Foreign cost	Total cost
ANNUALIZED CAPITAL COST:	.43	1,200	24,849	26,049	2,532	52,419	54,951
ANNUAL OPERATING AND MAINTENANCE COSTS:							
Chemicals	.87	1,087	3,750	4,837	1,087	3,750	4,837
Labor Skilled	.70						
Semi-skilled	.63	1,315	-	1,315	1,315		1,315
Unskilled	.69	-	-	-	1,099		1,099
Maintenance	.87	3,652	4,200	7,852	7,704	8,860	16,564
Empty bunches	.87	-	-	-	79,000	-	79,000
Fuel Oil	.87	<u>71,051</u>	<u>108,675</u>	<u>179,726</u>	-	-	-
TOTAL		78,305	141,474	219,779	92,737	65,029	157,766

Conclusion

A4.15 Financial analysis indicates that by the time the existing oil-fueled boiler system at the SCODI tuna canning factory in Abidjan has to be scrapped, replacement with an empty palm oil bunches-fueled boiler is an attractive option. A lasting fall of the market price of fuel oil to a level below \$213/t (83,070 FCFA/t) would force this conclusion to be revised negatively. It follows that the option to transport empty palm oil bunches to industrial areas for process energy purposes merits further consideration. Therefore, the mission recommends a pilot project so as to further investigate this option.

Densification of Empty Palm Oil Fruit Bunches

PURPOSE

A4.16 In general, the purpose of densification is to reduce transport and/or storage costs and to make the fuel suitable for use in certain types of gasifiers or furnaces. For empty palm oil bunches, however, it is not likely that transport cost will be reduced in this manner since, with the bulk density of the unprocessed but dried empty bunches, trucks can be loaded at 72% of their full capacity.

A4.17 Contrary to pellets, briquettes are suitable as domestic fuel. For industrial purposes pellets as well as briquettes can be used. (For gasification pellet quality must satisfy certain conditions as for their size and strength, see below) Now, as there is no lack of domestic fuel in Côte d'Ivoire and pelletizing is the easier and cheaper technology, only pelletizing is considered here.

TECHNOLOGY

Process description

A4.18 The various processes to be applied depend on the quality of the raw matter. In Table A4.8 its most important characteristics are summarized.

Table A4.8: PROPERTIES OF EMPTY PALM OIL BUNCHES

	Empty Palm Oil Bunches
mcwb	0.63
ash mass fraction*	0.046
hydrogen mass fraction**	0.06
HHV(kJ/kg)**	20,000
bulk density (kg/m ³)	460
* : dry basis	
** : dry, ash free basis	
*** : from lit. 9, Volume 1, Annex 9	

Before biomass can be pelletized it should be of suitable size and its moisture content should be limited to about 0.10-0.12 (mcwb). For the empty palm oil bunches this moisture content can be attained by natural drying for 2 weeks, in open sheds, while piled up to 2.5 m. Afterwards they must be chopped. Another possible preparation method is to chop the empty bunches first and to subsequently dry the chips during 3 days, spread in a thin layer of 5 cm. The latter method requires for a drying area which is 10 times as large as the drying area necessary in the first method. It is clear that the first method is preferred here. So the processing of empty palm oil bunches needs drying, chopping and pelletizing, whereas the processing of coffee husks is limited to pelletizing alone.

Equipment

A4.19 The necessary equipment is summarized in Table A4.9.

Table A4.9: EQUIPMENT NECESSARY FOR PLANTS PELLETIZING EMPTY PALM OIL BUNCHES

	Empty Palm Oil Bunch Pellets
Drying silo	1
Chopper	1
Raw material storage silo	-
Pelletiser	1
Pellets storage silo	2
Conveyor belts	4
Bulldozers	-
Fork lift trucks	2

Product characteristics

A4.20 Properties of the pellets are presented in Table A4.10.

Table A4.10: CHARACTERISTICS OF EMPTY PALM OIL BUNCH

	Empty Palm Oil Bunch Pellets
mcwb	0.10
HHV (kJ/kg)*	20,000
LHV (kJ/kg)**	15,760
bulk density (kg/m ³)	600-800

*: dry and asn free basis

**: wet basis

Production capacity of an empty palm oil bunch pelletizing plant at Ehania

A4.21 The capacity of a pelletizing plant at Ehania palm oil processing plant will be considered here. It is indicated in Chapter II, Volume 1, (see Table 2.7) that the firm annual empty bunch production level is 20,260 t/yr (mcwb: 0.63). Annual pellet production, with mcwb: 0.10, is accordingly 8,329 t/yr (The drying reduction factor is 0.41). During peak months the production level, being about 13% of the annual production level, is 1,080 t pellets per month.

A4.22 Pelletizing capacity must be in accordance with the fresh fruit bunch processing capacity (40 TFB/hr). Production of wet empty bunches is 0.26 t/TFB. Therefore, producing pellets of mcwb: 0.10, the pelletising capacity is $0.41 \times 0.26 \times 40$ t/hr = 4.3 t/hr.

A4.23 The size of the drying sheds is estimated to be 1,510 m². It is assumed that during season the pellets are removed every 2 weeks from the storage silo and transported to Abidjan. The according capacity of the storage silo is 540 t. With a bulk density of 750 kg/m³ the stored pellets represent a volume of 720 m³, which can be stored in 2 cylindrical silos of 8 m height and 7.6 m diameter.

A4.24 The production capacity of a coffee husk pelletizing plant will be discussed in our sectorial study of the coffee industry.

COSTS

Delivered cost of empty palm oil bunch pellets at Abidjan

A4.25 Investment costs for the pelletizing plant at the end of 1985 are given in Table A4.11.

Table A4.11: EQUIPMENT LIFETIME, INVESTMENT COSTS AND ANNUALIZED CAPITAL COSTS FOR AN EMPTY PALM OIL BUNCH PELLETTIZING PLANT AT EHANIA

	Lifetime (year)	Investment (US\$)	Annualized Capital Cost (US\$/yr)
- open drying sheds (1,510 m ² at 100 US\$/m ²)	25	151,000*	16,640*
- chopper	10	80,000	13,020
- pelletiser	10	150,000	24,410
- 2 pellets storage silos (100 US\$/m ³)	25	72,000*	7,930*
- 4 conveyor belts	10	40,000	6,510
- 2 fork lift trucks	10	<u>30,000</u>	<u>4,880</u>
Total		523,000	73,390

*: local cost

A4.27 Annual costs of empty palm oil bunch pelletizing at Ehania are summarized in Table A4.12. Electric power consumption is 100 kWh/t, or, with a production of 8,330 t/yr, 0.83 GWh/yr. In Scenario B it can be generated in the existing steam turbine/generator plant while fueling

only fibers and shells. For this reason electric power cost are not taken into account.

Table A4.12: ANNUAL COSTS OF A PELLETIZING PLANT AT EHANIA (1985 US\$)

	Local	Foreign	Total
ANNUALIZED CAPITAL COSTS	24,570	48,820	73,390
ANNUAL OPERATING COSTS			
- man power			
- skilled (1 man year)	12,000	-	12,000
- unskilled (5 man year)	7,500	-	7,500
- maintenance and repair (5 US\$/t + 3% of investment)	<u>28,670</u>	<u>28,670</u>	<u>57,340</u>
TOTAL	72,740	77,490	150,230
Yearly production (t/yr)			8,330
Cost per ton pellets (US\$/t)			18.03

A4.28 The delivered cost of empty palm oil bunch pellets for boiler fuel purposes at Abidjan industrial area, is composed of three factors, viz.:

- production cost of empty palm oil bunch pellets at the palm oil processing site,
- transport cost of pellets from the processing site to Abidjan industrial area,
- losses in ash fertilizer value.

As shown in Table A4.12, production cost is \$18.03/t. Transportation from Ehania to Abidjan (163 km, \$0.10/t km) costs \$16.30/t. The loss of fertilizer value per ton pellets (mcwb 0.10) can be put at \$4.99/t. Thus the total cost of pellets from Ehania to Abidjan amount to \$39.32/t. The energy content of pellets (LHV) is 15,760 MJ/t, thus the cost of empty palm oil fruit bunch pellets per unit energy is \$0.00249/MJ (0.971 FCFA/MJ). For unprocessed empty bunches originating from Ehania the energy cost delivered at Abidjan would lower, i.e. 0.785 FCFA/MJ.

A4.29 The delivered cost of coffee husk pellets at Abidjan are discussed in Annex 8.

Conclusion

A4.30 Transportation of unprocessed empty bunches is more economical than inserting an intermediate pelletizing operation before transportation. Hence, the pelletizing option can be discarded.

Volume II, Annex 5

Palm Oil Pilot Project: Equipment Manufacturers

5.1 Manufacturers of biomass combustion equipment

- Agro Biogas GmbH + Bieder KG
Gettorferstrasse 1
2301 Osdorf
West Germany
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
The Netherlands
- Liebhard KG
Altmarckstrasse 40
3300 Braunschweig
West Germany
- H. Nolting
Wiebuschstrasse 15
4930 Deltmold
West Germany
- Entreprise generale de chauffage industriel PILLARD
B.P. 202
13268 Marseille Cedex 8
France
- Viessmann Werke AG
Postfach 10
3539 Allendorfer/Eder
West Germany
- Vyncke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8730 Harelbeke
Belgium
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
West Germany

5.2 Manufacturers of complete wood-fueled small power plants

- Buderus AG
Werk Omnical
Postfach 61
6344 Dietzhoelztal-Ewersbach
West Germany
- Heillbronn GmbH
Postfach 213
8200 Rosenheim
West Germany
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
The Netherlands
- Alsthom Atlantique
BP 111
93123 La Courneuve Cedex
France
- Vincke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8370 Harelbeke
Belgium
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
West Germany

5.3 Manufacturers of small steam turbines

- Peter Brotherhood Eng. Ltd.,
Peterborough
UK
- Heywood-Tyler
5, Highpoint
Farley Hill
Luton
UK
- KKK-AG
Kuehnle, Kopp & Kausch
Postfach 265
6710 Frankenthal/Pfalz
West Germany

- Turbinenfabrik J. Nadrowski GmbH
Postfach 6104
4800 Bielefeld 1
West Germany

5.4 Manufacturers of biomass fueled under-feed boiler/furnace systems:

- Alsthom Atlantique
BP 111
93123 La Courneuve Cedex
Paris
France
- Buderus AG
Werk Omnical
Postfach 61
6344 Dietzhoelztal-Ewersbach
West Germany
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
The Netherlands
- Entreprise generale de chauffage industriel PILLARD
B.P. 202
13268 Marseille Cedex 8
France
- Vyncke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8730 Harelbeke
Belgium
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
West Germany

5.5 Manufacturers of biomass fueled gasifier/combustion systems:

- Producers Rice Mill (PRM)
P.O. Box 473
Stuttgart
Arkansas 72160
USA

5.6 Manufacturers of small steam turbines:

- Peter Brotherhood Eng. Ltd.,
Peterborough
UK
- Heywood-Tyler
5, Highpoint
Farley Hill
Luton
UK
- KKK-AG
Kuehnle, Kopp & Kausch
Postfach 265
6710 Frankenthal/Pfalz
West Germany
- Turbinenfabrik J. Nadrowski GmbH
Postfach 5104
4800 Bielefeld 1
West Germany

Volume II, Annex 6

Tests on Gasification of Coffee Residues

Objective

A6.1 The objective of the experiments described below was to get a tentative insight in the gasification behavior of briquetted coffee husks in a classical down-draft wood gasifier of the "Imbert" type. As the amount of briquetted coffee husks available was small (about 30 kg) and therefore the actual operation time on the briquetted feedstock was small as well (approximately 1 hour), no definite conclusions as to the suitability of the fuel in long-term operation are possible. However, based on observations both with respect to the behaviour of the fuel as well as to the gas quality, some tentative conclusions will be drawn as to possibly necessary modifications in gasifier design, in case briquetted coffee husks are used as a gasifier fuel.

Fuel

A6.2 Experiments were executed with coffee husk briquettes manufactured from Ivorian coffee husk samples by the "Station de Technologie Forestiere", Gembloux, Belgium. As conical screw and ram presses produced briquettes of unsuitable quality, the briquettes under consideration were manufactured with a briquetting press of the "heating mantle" type. Press working conditions are detailed in Table A6.1, while physical, mechanical and chemical properties of the briquettes are given in Table A6.2.

Table A6.1: "HEATING MANTLE" PRESS WORKING CONDITIONS FOR PRODUCTION OF THE COFFEE HUSK BRIQUETTES UNDER CONSIDERATION

Item	Unit	Value
Temperature heating mantle	°C	400
Press energy consumption	Wh/kg husks	
- heating mantle		314
- press motor		66
Press speed	rpm	400
Briquette production	kg/hr	38

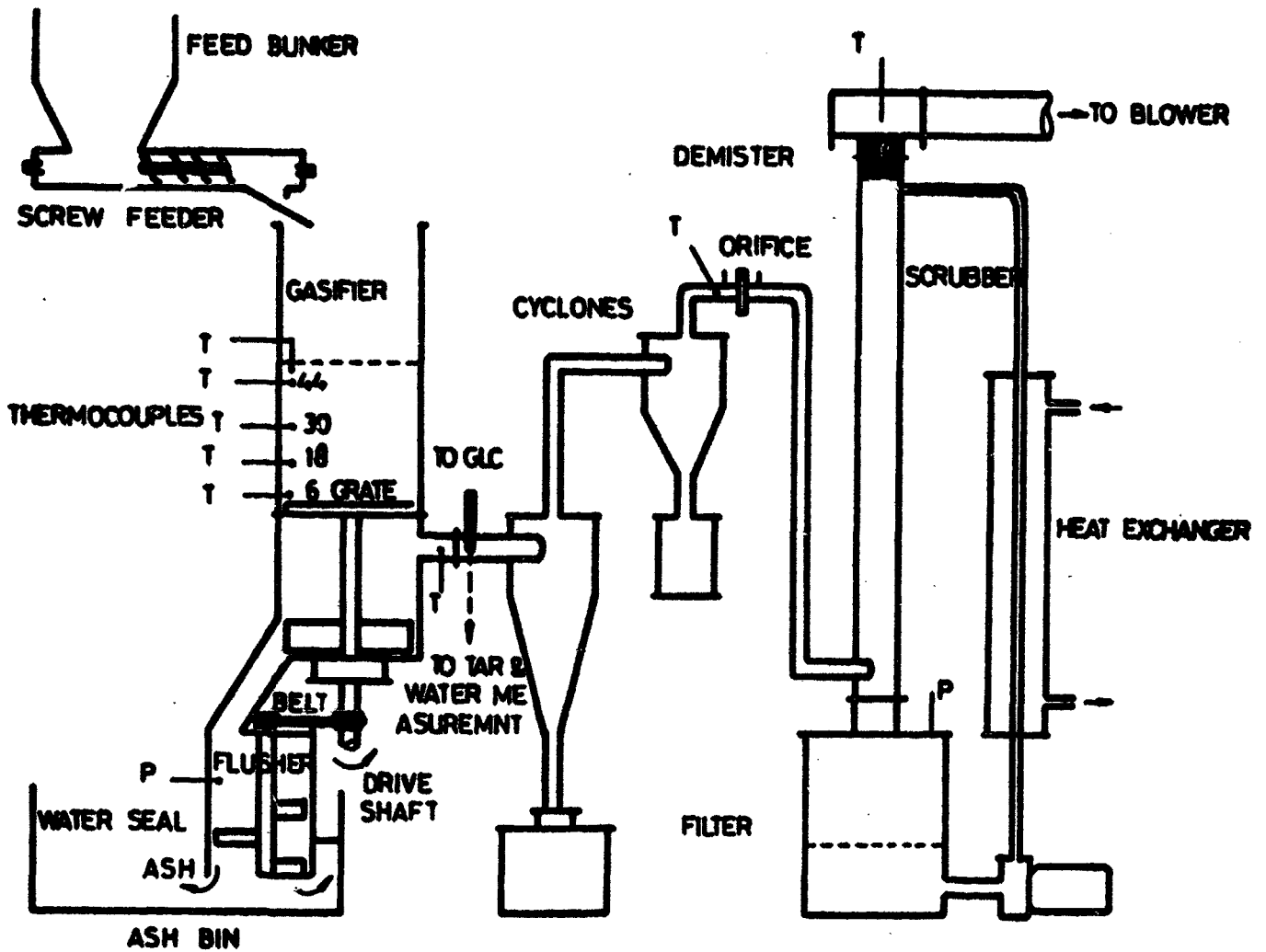
**Table A6.2: PHYSICAL, MECHANICAL AND CHEMICAL PROPERTIES
OF BRIQUETTED COFFEE HUSKS**

Item	Unit	Value
Specific mass	kg/m ³	
- at 20°C and 65% RH		1290
- at 20°C and 85% RH		1108
Moisture content	% of dry weight	
- at 20°C and 65% RH		10.2
- at 20°C and 85% RH		16.2
Immersion in water		
- volumetric swelling	%	113
- v.s per minute	%/min.	11.0
Friability	kg/kg briquette	
- at 20°C and 65% RH		0.08
- at 20°C and 85% RH		0.08
- at 20°C and 95% RH		0.08
Ultimate analysis	% of dry mass	
- H		5.40
- C		46.28
- N		1.71
- O		37.04
- mineral matter		9.57
Higher heating value	MJ/kg	
- dry, ash free basis		20.52
- as received		16.84
Lower heating value	MJ/kg	
- dry, ash free basis		19.03
- as received		15.41

Gasification equipment

A6.3 Experiments were executed in a down-draft gasification plant of which a schematic diagram is given in Fig. A6.1. A short description of system components follows below.

Figure A6.1



Gasifier

A6.4 Double walled down-draft gasifier with outside insulation, ringshaped air inlet and five air nozzles. Inside a refractory lining and constriction ("throat") as well as a manually rotated ash grate. The reactor is equiped with an inspection gate, an ashport, an ignition opening and an air inlet hatch. Gas outlet temperature can be measured by means of a bimetal thermometer. Pressure drop over the bunker as well as the reduction zone of the gasifier are measured by means of pressure difference manometers.

Cooler/cleaner

A6.5 The plant is equiped with a gas cooling/cleaning section consisting of the following components:

- cyclone;
- baffle filter;
- baghouse filter;
- natural convection labyrinth gas cooler.

The temperature and pressure drop over the different filter and cooling sections are measured with respectively thermometers and pressure difference manometers.

Engine/Generator

A6.6 The plant is equiped with a 6 cylinder (6.6 l) Ford gas engine, of which the speed is automatically controlled by a Heinzmann electronic speed governor acting on a butterfly valve in the gas/secondary air mixture. It has a maximum rated power output on producer gas of 25-30 kWe, depending on the heating value of the gas. The engine is directly coupled to a Leroy-Somer generator of 35 kVA maximum rated power output. The power plant is equiped with the necessary voltage, amperage and frequency measuring equipment.

Experimental Procedure

A6.7 In view of the small available quantity of coffee husks, the plant was started-up on wood blocks. The engine load during the experiment was kept constant at 20 kWe. As soon as a steady state in the reactor was reached, as could be judged from the gas outlet temperature of the reactor, the briquetted coffee husks were fueled, while keeping the engine load at the constant value of 20 kWe. After all coffee husks were introduced, the experiment was continued for 2 hours by fueling additional wood. The latter procedure provides information on the behaviour of the carbonized coffee husk briquettes in the reduction zone of the reactor.

A6.8 The parameters continuously measured during the experiment were:

- gasifier outlet temperature (T 1);
- pressure drop over gasifier reduction zone (P 1);
- pressure drop over filter section (P 2);
- gas heating value (H).

During the experiments a number of producer gas samples from wood and coffee husk briquettes respectively were taken and analysed by means of a gas chromatograph.

Results and conclusions

A6.9 The results of the experiments are detailed in Table A6.3 and Table A6.4.

A6.10 The following tentative conclusions may be drawn:

1. The pressure drop over the reduction zone of the gasifier increases (as compared to wood) in case briquetted coffee husks are fueled. This is probably due to disintegration of the carbonized briquettes. In continuous operation a continuously rotating ash grate will probably be necessary. This will lead to lower carbon burn-out as compared to wood, and a somewhat lower overall gasification efficiency.
2. As the pressure drop over the filter section remains constant, tentatively it may be concluded that the gasification of coffee husk briquettes does not give rise to large quantities of fly ash.
3. From the gas heating values it becomes clear that there is not much difference between producer gas from wood and producer gas from briquetted coffee husks. If any, the heating value of producer gas from husks seems to be slightly higher.
4. During the (short) experiment no problems with respect to slag formation were encountered.
5. From the gaschromatic analysis it becomes clear that producer gas from coffee husk briquettes is somewhat richer in higher hydrocarbons as compared to normal wood producer gas. Therefore the tar content of the former gas may be slightly higher. Possibly this has consequences for the tar cleaning section of the equipment.

Overall conclusion

A6.11 Briquetted coffee husks present an interesting possibility for use in classical gasification equipment of the "Imbert" type.

Table A6.3: VALUES OF SPECIFIC MEASURED PARAMETERS DURING COFFEE HUSK BRIQUETTE GASIFICATION EXPERIMENT

Time	T ₁ (°C)	P ₁ (cm H ₂ O)	P ₂ (cm H ₂ O)	H (MJ/Nm ³)
WOOD - FUELED				
13.50	250	4	7	5.1
14.00	270	3	9	4.9
14.10	290	3	8	4.8
14.20	295	3	7	5.1
14.30	300	3	8	5.0
14.40	310	2	9	4.9
14.50	315	2	8	4.8
15.00	320	2	8	4.7
15.10	320	3	9	4.8
15.20	320	2	8	4.7
15.30	320	3	9	4.6
COFFEE HUSK BRIQUETTE - FUELED				
15.40	290	5	8	4.8
15.50	280	30	9	5.1
16.00	290	60	8	5.3
16.10	280	75	7	5.4
16.20	290	70	9	4.9
16.30	290	70	7	5.1
16.40	290	75	8	4.7
WOOD - FUELED				
16.50	295	50	9	4.9
17.00	300	35	8	5.0
17.10	305	30	7	5.1
17.20	310	15	8	5.0
17.30	320	5	9	4.9
17.40	320	4	9	5.0
17.50	320	3	7	5.0
18.00	320	3	9	4.8
18.10	320	2	7	5.0
18.20	320	3	7	5.1

**Table A6.4: TYPICAL GAS COMPOSITIONS WHEN FUELING WOOD
AND COFFEE HUSK BRIQUETTES**

Component	Wood gas (volume %)	Coffee husk briquettes gas (volume %)
H ₂	17.171	18.292
O ₂	--	--
N ₂	58.244	49.266
CH ₄	--	--
CO	24.074	23.268
CO ₂	0.511	9.088
C ₂ H ₄	--	0.087
C ₂ H ₆	--	--
C ₃	--	--
Lower heating value (MJ/Nm ³)	4.887	4.958

Gasification of Loose Coffee Husks in an Open-core Gasifier

Introduction

A6.12 Coffee husks were gasified in an open-core gasification system with an internal diameter of 0.45 m which was originally designed to gasify rice husks with its characteristic high ash contents (up to 30%). Only 14 kg coffee husks were available. Therefore, during start-up the installation was fueled with rice husks. The test was performed in duplicate.

Open-core gasification process

A6.13 In the open-core gasifier air is introduced at the bed surface over the whole cross sectional area. The air flow is induced by the pressure gradient caused by the producer gas suck-off. The husks are fueled continuously from the top of the open gasifier and flow down due to gravity. Product gas is sucked-off below the grate. The fuel residue is continuously removed and dumped into a water sealed bin. To maintain a

steady state process with a moving fuel bed and a locally fixed fire zone, the feeding and ash removal rates are adjusted to the required gas production rate.

A6.14 Though in principle the gasification process in the open-core gasifier is the same as in a conventional gasifier, the methods of ash removal and of drawing air into the fuel bed differ substantially. These are crucial for reliable operation. In conventional down-draft gasifiers air is injected at the center of the bed, either with a center tuyere, wall tuyeres or a combination of the two. These systems are not suitable for husks gasifiers since they give rise to:

- hot spots and ash melting due to poor oxygen distribution;
- caking or swelling of the fuel bed situated above the air inlet; and
- high velocities at the nozzle exit, hindering downward solid flow.

In the open-core gasifier these problems are avoided. Moreover, the air flow in this system results in a net downward force in the bed flow direction. This helps to entrain drying and pyrolysis products and transports the tar components to the combustion zone. Thus flow problems due to husks caking caused by back-mixing of tar are avoided. The premixing of air with tar results in complete cracking of at least the tar produced by pyrolysis occurring above the combustion zone. However, tar produced by residual pyrolysis in or after the combustion zone may not be fully cracked and may thus appear in the product gas.

A6.15 Wood, charcoal or coke fueled down-draft gasifiers do not show ash removal problems. The ash residue of these fuels amounts to only 1-5% of the initial weight. This small residue can either be shaken down through a grate or simply left in gasifier for periodical removal. Ash removal is more complex in units fueled with biomasses, like rice husks, which have a high natural ash content. Rice husks ash residues amount to 25-35% of initial weight. This makes continuous ash removal essential.

A6.16 Contrary to conventional moving bed gasifiers, a husks fueled down-draft gasifier must not have a throat, since the bulk volume is not reduced as the fuel is gasified. A throat would soon block the fuel flow.

A6.17 The low husks bulk density and high ash content cause particular operating problems. A well controlled feed mechanism, in relation to both the product gas flow as well as the ash removal rate, is required to prevent either over- or under-feeding. Over-feeding may easily lead to an excessive pressure drop across the bed or even to blockages.

A high pressure drop results in gas flow and gas quality decrease. Underfeeding may lead to channeling in the combustion zone resulting in poor CO₂ and H₂O reduction and even explosions in case of oxygen break through. A too low ash removal rate results upward movement of the

combustion zone. Too high ash removal rates causes the combustion zone to move down toward the grid with the same deteriorating effects as under feeding.

Experimental set-up

A6.18 Figure A6.1 presents a schematic diagram of the rice husks gasifier system used in this experiment. The plant consists of a feeding system with a screw feeder, a down-draft gasifier with ash removal system, a cooling and cleaning system consisting of two cyclones and a water scrubber and a ventilator to induce the gas flow. Additional measuring instruments are installed for operation, safety purposes and for obtaining the required process information. The gasifier has no stirrer to overcome bunker flow problems since this would complicate both the design and the operation of the gasifier. The diameter of the gasifier is 45 cm and, by removing or replacing a wall section, its height is adjustable to be either 50 or 100 cm. The ash removal system consists of a fixed sieve plate grate with a rotating scraper and a water sealed flushing system. The 8 bladed scraper is turned continuously by a rotating coaxial shaft which is driven by a variable speed electric motor. Underneath the scraper blades a fixed grate is mounted. It is a 2 mm thick steel disc perforated by 5 mm square holes at 8 mm centres thus leaving a 3 mm space between the holes. The ash flushing system consists of a 4 bladed wiper at the bottom of the gasifier and a vessel equipped with a stirrer to prevent the ashes to keep floating on the water surface. The wiper as well as the scraper are mounted on the same shaft. The stirrer rotates on a separate shaft at the side of the gasifier and is driven by a transmission belt from the scraper/wiper shaft. The ash removal rate is adjustable by varying the scraper rotation rate, and thus simultaneously the wiper and the stirrer speeds.

A6.19 After leaving the gasifier, the product gas enters a cleaning and a cooling system, which consists of two cyclones and a water scrubber. The cyclone removes most of the ash and char entrained by the gas. The hot gases are cooled mainly in the water scrubber where most of the condensable tars and liquors are also removed. The scrubber water is continuously filtered, passed through a water cooled heat exchanger and recycled. The gas is demisted in the top of the scrubber vessel. As the hot gases pass through the entire gas cleaning and cooling system the gas temperature is brought down from about 330°C at the gasifier exit to about 40°C at the ventilator entrance.

A6.20 The gas flow rates were measured by a venturimeter. Temperatures in the gasifier, and temperatures at a number of points along the gas line were measured by chromel-alumel thermocouples, and recorded continuously. Every 10 minutes product gas was automatically sampled from the gasifier exit for composition analysis by gas chromatography. A gas calorimeter continuously recorded the gas heating value.

Test procedure

A6.21 The gasifier was operated at its nominal gas production rate of 30 Nm³ /hr. It was started-up with rice husks. Once steady state operation was achieved, about 7 kg coffee husks was introduced to the gasifier with a feed rate of about 10 kg/hr. After introduction of the coffee husks the gasifier was fueled with rice husks until the process was at a steady state again. During the experiments the ash was continuously discharged into the water seal by the ash removal unit and, periodically, this ash was removed from the water by hand. Ash samples were taken and analysed. Operation variables are shown in Table A6.5 and the characteristics of rice husks and coffee husks are shown in Table A6.6.

A6.22 Before the start of each experiment the whole installation was checked, cleaned and prepared. The rice husks hopper was periodically filled with a weighed quantity of husks, which was continuously fed into the gasifier. To start-up gasification, a 10-15 cm thick husks bed was ignited by dropping a burning piece of paper. The ventilator was used to suck air through this bed. When the entire cross section was glowing red, the gasifier was filled with rice husks up to the desired bed level. The ash removal system was started when the fire zone was close to the top of the bed. The fueling rate and the ash removal rate were then adjusted to match the gas flow rate. Initially gas flow rate varied with changing gas temperatures. It therefore took some time to adjust and balance the several controls until a stable bed height and a locally fixed fire zone position were obtained. Thereafter, the gas flow was kept constant. After about 30 minutes from the start a good fuel gas was obtained but it took up to 2 hours to get the process operate at a steady state depending on how the rates of feed and ash removal were adjusted. The gasification process was terminated by stopping the ventilator and covering the gasifier.

Results

A6.23 The steady state lower gas heating value and mean bed temperature (measured at different heights) of the two experiments are given in Table A6.7. After the introduction of coffee husks, the temperature level decreased. No steady state was achieved in this relatively short time.

A6.24 In this gasifier fueling coffee husks results in a poorer gas than fueling rice husks. After the gasifier was fueled with rice husks again, the gas quality increased immediately and the temperature increased for about 100°C in 1 hour. While fueling coffee husks channeling was observed when the fire zone moved upward. This may cause poor CO₂ and H₂ reduction and even explosion in the gasifier in case of oxygen break through.

Conclusion

A6.25 Conclusions must be drawn carefully, because of the small available amount of coffee husks. Although gas quality was sufficient for operation of internal combustion engines, it was relatively poor (about 4 MJ/m³). Also channeling, preferent air draft at specific spots, was observed. However, this may be remedied by equipment design changes or changes in operational procedures. Definite conclusions about the suitability of loose coffee husks in open-core type gasifiers can only be drawn after further experimentation.

Table A6.5: OPERATION VARIABLES OF THE 0.45 M CONTINUOUS DOWN-DRAFT RICE HUSK GASIFIER

Item	Unit	Value
Feed rate	kg/hr	10 - 25
Gas flow rate	Nm ³ /hr	12 - 35
Peak bed temperature	°C	700 - 1000
Bed height	m	50
Pressure		atmospheric (open system)

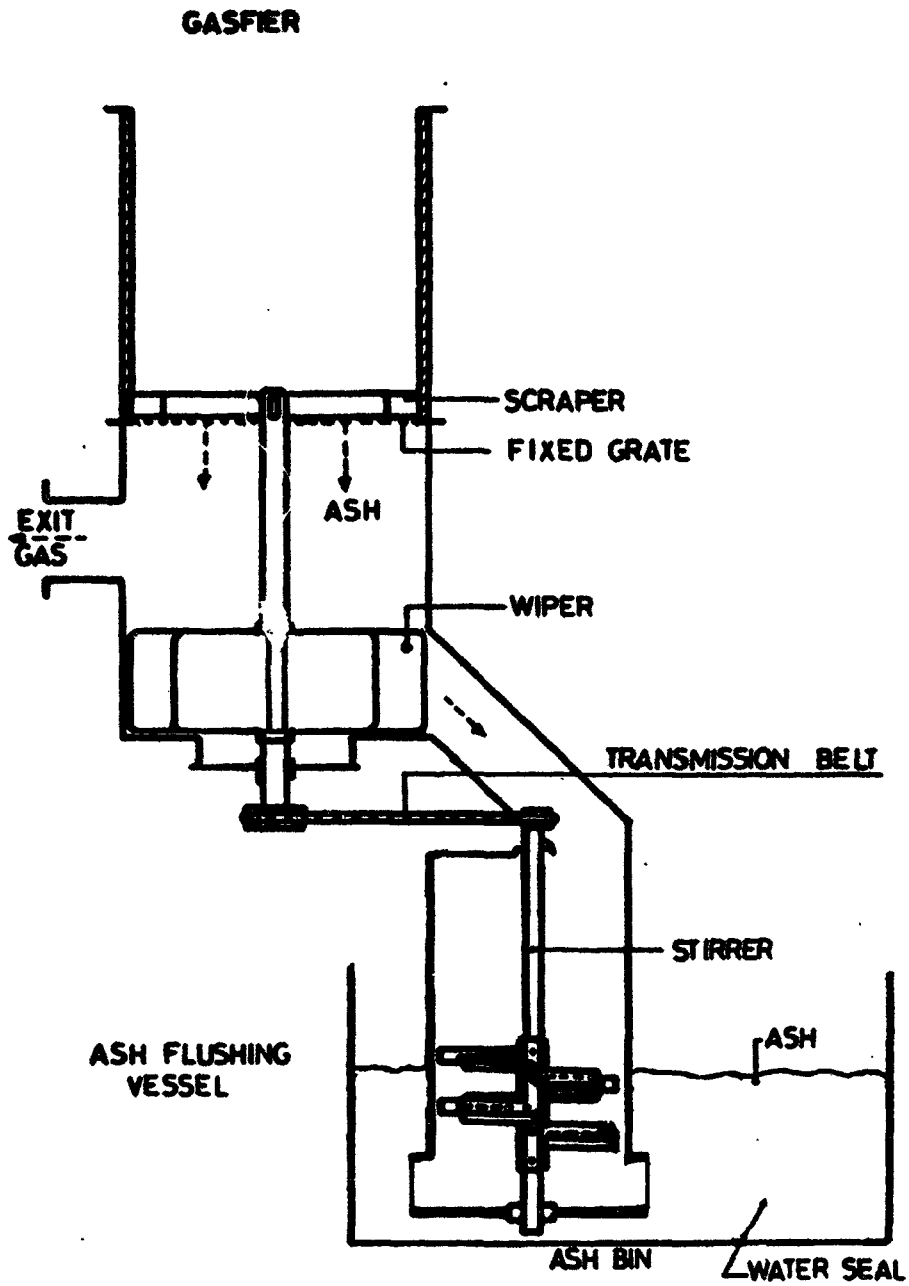
Table A6.6: PHYSICAL PROPERTIES OF RICE HUSKS AND COFFEE HUSKS

Item	Rice husks	Coffee husks
Bulk density (kg/m ³)	100	174
mcwb	11.5 - 12.5	10.3
H (weight%, dry basis)	5.5	5.6
C (weight%, dry basis)	51.4	47.2
O (weight%, dry basis)	42.4	38.1
N (weight%, dry basis)	0.7	1.8
ash (weight%, dry basis)	19.5	7.4
LHV (MJ/kg, dry basis)	15.3	17.8

**Table A6.7: LOWER GAS HEATING VALUE AND MEAN BED TEMPERATURE
WITH GASIFICATION OF SUCCESSIVELY RICEHUSKS, COFFEE
HUSKS AND RICE HUSKS**

	LHV (MJ/m ³)	Mean Bed Temperature (°C)
Experiment 1:		
- rice husks	4.9	560 - 500
- coffee husks	4.4 - 4.0	500 - 440
- rice husks	4.7	440 - 500
Experiment 2:		
- rice husks	4.4	550 - 480
- coffee husks	4.3 - 3.9	480 - 400
- rice husks	4.4	400 - 500

Figure A6.2



DOWNDRAFT RICE HUSK GASIFIER WITH ASH REMOVAL SYSTEM.

Volume II, Annex 7

Rice Mill Residues: Investments and Specifications

Description and Equipment Characterization of 600 kW (Gross) Rice Husk
Fueled Gasification/Combustion/Steam Turbine Power Plant

I. Description

A flowsheet of the system is presented in figure 7.1

Rice hulls are drawn from a two-ton silo by means of a variable speed auger which discharges into an impact-type weight flow meter, which controls the mass flow rate of rice hulls regardless of storage bin compaction or other minor changes in fuel density. From the weight flow meter, the hulls are introduced in the bottom center of the gasification reactor by means of a second water cooled auger.

The reactor consists of a cylindrical steel shell, reduced in diameter in the upper portion and lined with high temperature refractory capable of withstanding 1650°C in a reducing atmosphere. From a cold start the furnace is heated to approximately 650°C by means of a gas burner. After this temperature has been reached rice hulls are fed into the reactor and combustion air is introduced at three points.

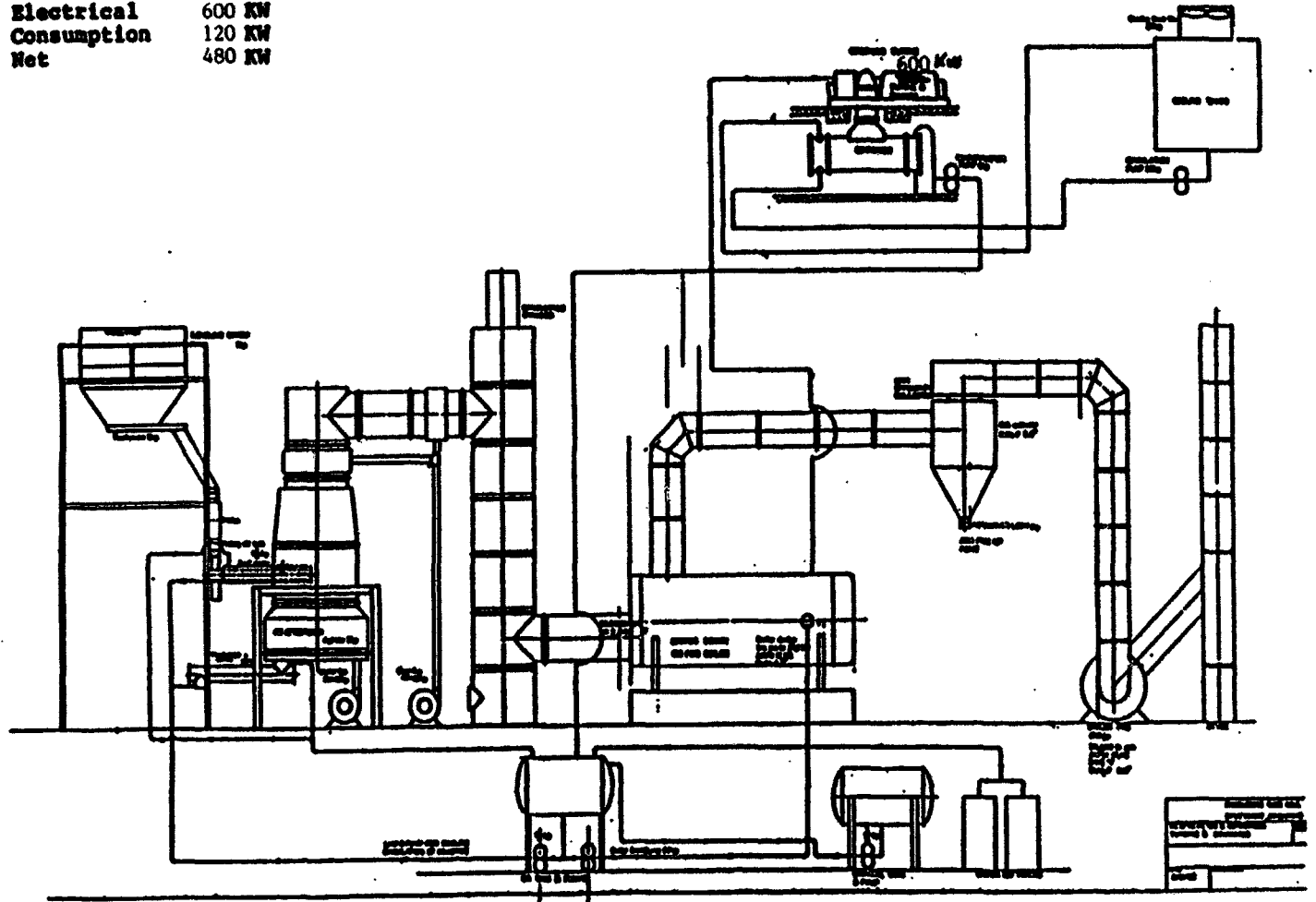
Approximately 10 - 15% of the stoichiometric combustion air requirement is admitted under the air distributor in the bottom of the reactor, which in this part acts essentially as a mechanically fluidized bed gasifier. The design permits a specific gasification rate of 300 kg/m² of distributor area. The airflow is controlled to maintain fluidization and a bottom reactor temperature of 750°C. This temperature is sufficient for complete devolatilization of the rice husks and partial combustion of some of the pyrolysis gases and char, thus giving rise to a combustible gas. The low under fire air flow realises an upward air velocity in the distribution zone of less than 0.1 m/sec. Coupled with the low fuel entry point and continuous ash discharge this ensures a minimum of entrainment of particulates in the evolved hot gas. For this reason no particulate cleaning of the hot gas stream is required.

The mechanically fluidized hearth also serves to continuously remove the ash from the furnace. The system ensures a first in first out basis with minimal back mixing. The fluidizers speed can be altered to change the residence time of the rice hulls in the distribution area, thus allowing a degree of control over the carbon content of the ash. The ash is transported from the furnace by means of two screw conveyors in which the temperature is lowered. Further ash transport to the ash silo is by means of a pneumatic system.

Figure 7.1

KC 10

Feed Rate 4,000 lb/hr.
 Hot Gases 38,500 lb/hr. @2,000°F
 Steam 17,000 lb/hr. @150 PSIG
 Electrical 600 KW
 Consumption 120 KW
 Net 480 KW



At the entrance of the hot air duct, secondary combustion air is added, leading to some combustion of the gas and an increase in temperature to about 1000°C. At those temperatures pyrolysis products and especially tars undergo cracking, thus achieving a clean combustible gas. In the specially designed hot gas combustor, the gases which have a heating value of about 5 MJ/m³, are mixed with tertiary combustion air and completely combusted. This combustor fires directly into a conventional fire tube boiler generating approximately 6,350 kg steam/hr at 11 bar. This steam is used to drive a 600 kW double stage condensing steam turbine. The steam/water system includes a water cooled condensor and a feed water treatment plant.

II. Equipment Characterization

1. RICE HUSK STORAGE AND HANDLING

- 1.1 Rice husk reservoir (incl. framework and fuel extraction system)
 - rice husk capacity 2,000 kg
- 1.2 Variable speed rice husk transport auger
 - max. capacity 1,650 kg/hr
- 1.3 continuously metering rice husk mass flow balance
 - max. capacity 1,650 kg/hr
- 1.4 Water cooled rice husk transport auger (for fuel insertion into reactor)
 - max. capacity 1,650 kg/hr

2. RICE HUSK CONVERSION

- 2.1 Mechanical hearth fluidized bed reactor (incl. primary gasification air control)
 - max. capacity: 1,650 kg/hr
 - max. temperature 750 C
 - distributor grate area 5.5 m²
 - diameter 2.65 m
- 2.2 Continuous ash removal system (incl. screw conveyors and pneumatic cold ash transport system)
 - max. capacity: 330 kg/hr
- 2.3 Hot air ducting (incl. secondary gasification air control)
 - max. temperature: 1,000 C

2.4 Hot gas combustor (incl. tertiary combustion air control)

- max. capacity: 3,300 Nm³ gas/hr

3. STEAM PRODUCTION

Water tube boiler inc. super heater, economizer, flue gas fan, water level control, steam pressure control, all necessary temperature and pressure measuring equipment, all necessary safety devices, service platform and steel chimney.

- maximum pressure: 16 bar
- pressure in upper chamber: 12 bar
- boiler outlet: 11 bar
- max. capacity: 6.35 t steam/hr

4. POWER PRODUCTION

4.1 Condensing steam turbine, incl. speed control

- inlet:
- steam flow: 6.35 t/hr
- pressure: 11 bar
- temperature:

- exhaust:
- steam flow: 6.35 t/hr
- pressure:
- temperature:

- number of stages:
- turbine speed:
- generator speed:
- maximum power 600 kW
- voltage: 400 V
- frequency: 50 Hz

4.2 Water condensor

- condensing capacity: 6.35 t/hr
- pressure:
- temperature:

5. WATER-STEAM SYSTEM

- condensate extraction pump
- electrical feed water pump
- turbo feed water pump
- water treatment installation
- demineralization unit
- chemical treatment unit
- capacity: 0.5 m³/hr
- piping
- valves
- thermal insulation

6. ELECTRICITY

6.1 Turbine control panel

6.2 Switchboard, electric materials and insulation

7. MISCELLANEOUS

7.1 Spare parts

7.2 Special tools

7.3 Measuring equipment

7.4 Building (200 m²)

III. Costs

1. Rice husk fueled fluidized bed/combustion/steam turbine power plant complete, including:

- rice husk hopper
- rice husk fuel feeding system
- rice husk fuel metering system
- mechanical hearth fluidized bed reactor
- ash removal and transport system
- hot gas ducting and hot gas burner
- steam boiler and accessories
- steam turbine and generator
- water cooled condensor
- boiler feed water treatment plant
- all required water and steam piping, valves and insulation

Sub-total

US\$ 1,400,000

2. Miscellaneous items

- spare parts 140,000
- special tools 40,000
- measuring equipment 10,000
- building (200 m2 of US\$ 250) 50,000
- additional equipment for power (50,000)

Sub-total

240,000

(Scenario B)

(290,000)

3. Installation (30% of main investment)

420,000

4. Freight, Taxes and insurance		
- USA - Abidjan	100,000	
- Côte d'Ivoire internal	12,000	
- customs (6%)	84,000	
- insurance (0.75%)	10,500	
Sub-total		206,500
GRAND TOTAL		2,266,500
(Scenario B)		(2,316,500)
Of which:		
Foreign costs		1,952,500
(Scenario B)		(2,002,500)
Local costs, taxes		84,000
Local costs, others		230,000

**Description and Equipment Characterization for 160 kW Fixed Bed Down
Draft ("Open Core") Rice Husk Gasification Power Plant**

I. Description

Rice husks are drawn from the 3/4 tonne husk discharge hopper onto the bucket elevator, which lifts the husks and introduces them to the top center of the gasification reactor.

The gasifier consists of a double-walled cylinder with an opening at the top, which serves as an inlet for fresh husks and gasification air. The unit is provided with a rotating sieve plate grate powered by an adjustable speed electric motor. The produced gas and ash pass through the grate, which is rotated only intermittently to provide adequate ash removal. The ashes that pass through the grate are gathered into a water sealed ash pit. The producer gas flows upward between the outer and inner chamber. On its way it is cooled down from 900-1000 degree C to approximately 300-400 degree C by a water cooling jacket which is installed at the outer chamber. The gas is transported by means of the under-pressure generated by the gas engine.

The gasifier is started up by an electric start-up fan. This fan is turned off after the engine is started. Even after prolonged periods of shut down (up to 24 hours) the gasifier will produce suitable gas within approximately 15 minutes.

During operation of the gasifier, the system is controlled by a rod-type measuring device, indicating the exact position of the burning zone. In case the hot zone comes up too high in the equipment, the ash grate is set in motion. In case the rice husk level in the gasifier becomes too low, the feed mechanism is put in operation.

The hot raw gas from the gasifier is successively passed through a water spray ash flushing tube for removal of the particulates and two water sprayed cleaning and cooling towers filled with plastic balls for removal of the tarry components. The unit requires 15-30 m³ water per hour for gas cleaning and ash removal. The contaminated water from the gas cleaning section flows into the water sealed ash pit.

After being cooled and cleaned the gas is fed via one of two constant pressure gas reservoirs (for vapour separation) and a gas/air carburettor to the spark-ignition engine. The system uses a very large low speed 6-cylinder diesel engine converted to spark ignition and with a compression ratio that has been reduced to 9.0. This engine is probably the key factor in the success of this plant, as the uncovered valves are very easily removed for cleaning. In effect the dirty valves have to be taken out each week for cleaning and are replaced by a spare cleaned set. The engine is directly coupled to a 220 kW synchronous generator.

Contaminated water flows from the ash pit basin into a sedimentation basin. Water jet pumps press the ash particles from the bottom of the ash pit basin upward through a pipe and spill them above the sedimentation basin. This procedure leads to an adsorption of the tars at the ash/char particles. The ashes and the water are separated and 70% of the water, after passing through an additional tank can be recycled.

II. Equipment Characterization

1. GENERAL

- maximum capacity:	160	kW(el)
- nominal capacity (continuous load):	140	kW(el)
- rice husk consumption:	3.5-4.0	kg/kWh
- approx. total gross weight:	50	t
- total volume:	50	m ³
- maximum internal power consumption:	26.7	kW
- effective internal power consumption:	18.0	kW

2. FUEL HANDLING AND STORAGE

2.1 husk reservoir (incl. framework and discharge hopper)

- rice husk capacity:	750	kg
- height	5	m

2.2 bucket type elevator (incl. buckets, bucket bolts, elevator belt and electric motor 1.5 kW)

- height	6.2	m
----------	-----	---

3. RICE HUSK GASIFIER

- 3.1 rice husk gasifier (open core, rotating grate, electric motor 2.2 kW, gearing, cooling jacket, water seal, service platform, staircase)
dimensions gasifier:

- height	3	m
- diameter	2.3	m
- volume of the gasification chamber	6.8	m ³
- maximum gas production capacity	785	m ³ /hr
- gasification temperature	900-1000	°C
- gasifier outlet temperature	300-400	°C

4. GAS CLEANING AND COOLING SYSTEM

- 4.1 ash flushing tube (incl. spray nozzles for 1.5 bar constant water pressure and safety valve)

- maximum gas velocity	6.84	m/sec
- maximum gas flow	2.4	m ³ /hr

- 4.2 2 gas cleaning and cooling towers (incl. build in spray nozzles at two levels, plastic ball filling and safety valve)

- maximum gas velocity	3.08	m/sec
- number of plastic balls per tower	250	
- diameter of plastic balls	30-38	mm
- maximum gas flow	4.8	m ³ /hr

- 4.3 gas reservoir for constant gas pressure and vapour separation (incl. safety valve)

- volume	0.65	m ³
----------	------	----------------

- 4.4 gas suction fan (incl. direct coupled 2.2 kW electric motor, exhaust pipe and two hand operated gas valves)

5. POWER PLANT

- 5.1 water cooled internal combustion gas engine (incl. gas/air mixer, speed regulator and compressed air starter)

- maximum capacity:	160	kW
- nominal rated continuous capacity:	140	kW
- number of cylinders:	6	
- piston diameter:	225	mm
- piston stroke:	300	mm
- compression ratio:	9	
- speed:	600	rpm

5.2	AC synchronous generator (three phase, 50 Hz, 400 V) incl. coupling to engine - rated maximum load:	220	kW
5.3	switchgear (incl. automatic air circuit breaker, overload and short circuit protection, main switch, volt and am-meters) - capacity main load:	200	kW
5.4	watercooled lubrication oil cooler		
5.5	air compressing unit (reciprocating compressor, electric motor 4 kW, compressed air tank, safety valve)		
6.	AUXILIARY EQUIPMENT		
6.1	2 centrifugal waterpumps (for provision of cooling water to gas cleaning and cooling section, incl. electric motor 2.2 kW each)		
6.2	2 centrifugal water pumps for jet stream ash removal from ash pit rice husk gasi-fier, incl. electric motor 4 kW each		
6.3	1 centrifugal waterpump for recirculation of water from sedimentation basin to main water reservoir, incl. electric motor 2.2 kW		
6.4	pipings - gas - water - rice husk feeders		
6.5	control and measuring equipment		
7.	INFRASTRUCTURE (TO BE BUILT LOCALLY)		
7.1	sedimentation basin (in reinforced concrete) - dimensions	2 x 7 x 14	m
7.2	water reservoir (in reinforced concrete) - volume	30	m ³

- 7.3 water reservoir (in reinforced concrete) for lubrication oil cooler
- volume

15

m³

8. EQUIPMENT REQUIRED FOR INSTALLATION

- materials
- hand tools
- 5 ton pulley blocks
- hoisting jack
- hand operated trolley

9. SPARE PARTS

sufficient for two years of trouble-free operation

III. Costs

1. Rice husk gasifier power plant complete, including:

- 1 husk reservoir
- 1 elevator bucket type
- 1 rice husk gasifier
- 1 ash flushing tube
- 2 gas purifying and cooling towers
- 2 gas reservoirs
- 1 gas suction fan
- 1 gas engine
- 1 AC synchronous generator
- 1 main switchboard
- 1 lubrication oil cooler
- 1 air compressor unit
- 2 centrifugal water pumps for cooling water
- 2 centrifugal water pumps for ash removal from gasifier ash pit
- 1 centrifugal water pump for recirculation of sedimentation basin water
- all required gas water and rice husk piping

Sub-total

US\$ 232,300

2.	Locally built infra structure, including:		
	- concrete sedimentation basin (196 m3 of 20 US\$/m3)	3,920	
	- concrete water reservoir (30 m3 of 20 US\$/m3)	600	
	- concrete water reservoir (15 m3 of 20 US\$/m3)	300	
	Sub-total		4,820
3.	Installation equipment, including:		
	- angle and round bar iron, clamps, elbows, foundation screws etc		
	- 5 t pulley blocks		
	- hoisting jack		
	- hand operated trolley		
	- small pulley block		
	- hand oil pump etc		
	Sub-total		26,000
4.	Spare parts for two year operation		32,000
5.	Installation, including		
	- freight Europe-IC	17,465	
	- freight internal IC	5,000	
	- installation and commissioning	46,400	
	- taxes (6%)	17,400	
	- insurance (0.75%)	2,175	
	Sub-total		88,440
	GRAND TOTAL:		383,560
	Of which:		
	Foreign costs:		337,780
	Local costs, taxes		17,400
	Local costs, others		28,380

Description and Equipment Characterization for 40 kW Rice Husk-Fueled Locomobile Boiler Steam Plant

I. Description

A locomobile is a semi-portable steam engine combined with a multi-tubular boiler and a special rice husk furnace. The boiler possesses a withdrawable tube system, which greatly facilitates the

timely removal of scale. For small mills of this size a condensing single cylinder engine is proposed, which either powers the mill by direct drive or generates electricity by means of a generator. Engines and/or generators are placed on separate concrete foundations. Larger mills may be driven by locomobiles with compound engines, either condensing or non-condensing. This type of power plants has a proven track record as far as reliability and long service life is concerned.

Locomobiles are available in a capacity range from 35 to 170 kW.

II. Characterization

1. Furnace

- length:	1,100	mm
- width:	890	mm
- husk consumption:	2.0 - 2.5	kg/kg steam

2. Boiler

- pressure:	10	atm
- heating surface:	30	m ²

3. Engine

- power output:	40 - 50	kW
- steam consumption	10.3 - 13.3	kg/kWh
- number of cylinders:	1	
- cyl. diameter:	265	mm
- piston stroke:	320	mm
- number of flywheels:	2	
- flywheel diameter:	1,440	mm
- rpm:	240	

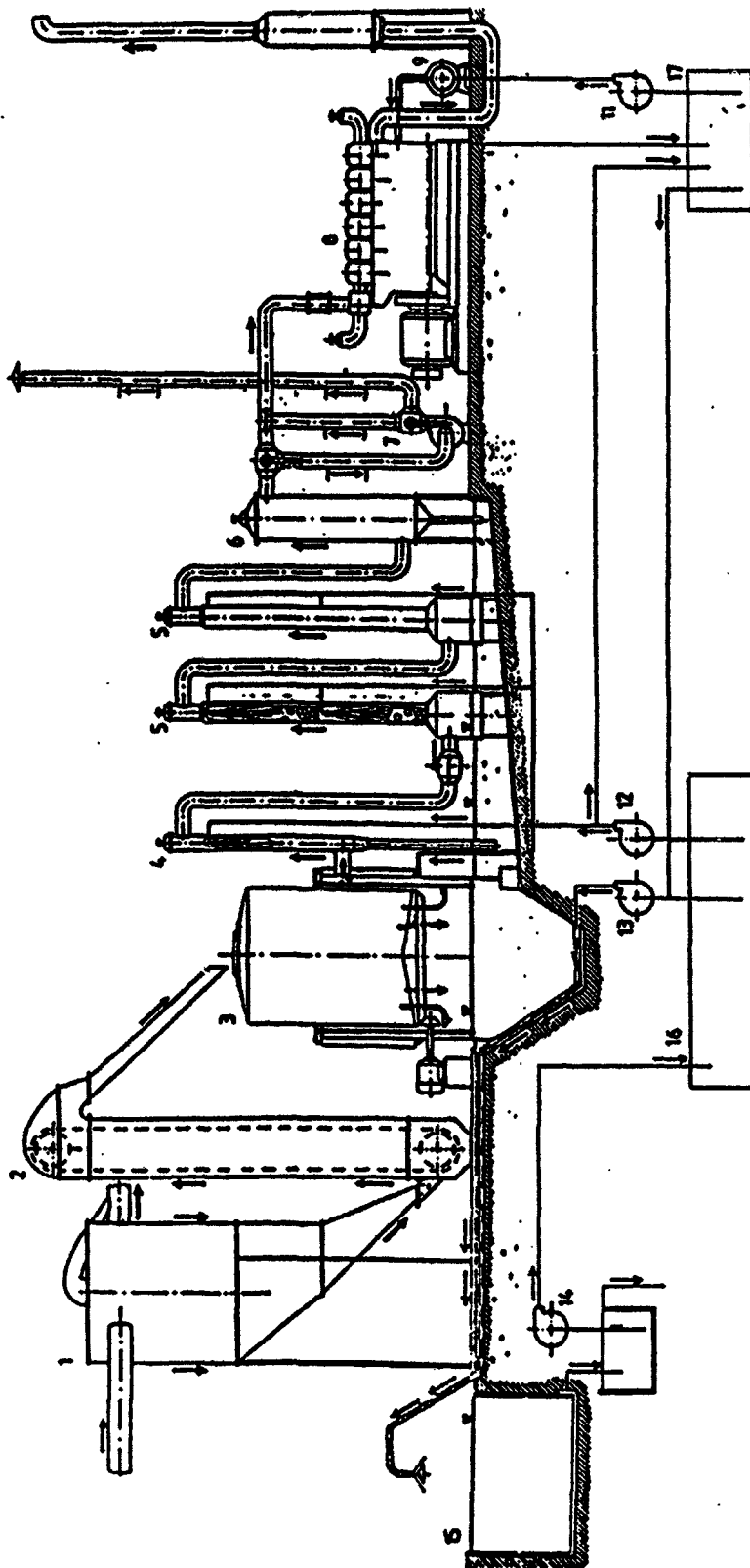
III. Costs

Equipment cost for the locomobile plant have been based on a cost of 1666.66 US\$/kW. The cost of freight, insurance, taxes and installation have been taken at 33.3% of equipment costs.

This brings the installed investment costs to the following:

1.	Locomobile plant (complete)	US\$	66,667
2.	Freight		
	Insurance		
	Taxes		
	Installation		33,333
	GRAND TOTAL		100,000
	Of which:		
	Local costs	approximately	7,500

Figure 7.2



List of Equipment Manufacturers

- | | |
|---|---|
| - Mernak, S.A.
Rua Otto Mernak 276-Caixa
Postal 23
Cachoeira do Sul
Rio Grande do Sul
Brazil | 2 series of steam
locomobiles |
| - Argus Fyr A/S
Femagervej 39
2650 Hvidovre
Denmark | rice husk-power
stokers |
| - Etablissements Parent
Nerac (47)
France | rice husk-fired
boilers |
| - Ferbeck et Vincent
Paris
France | rice husk-fired
furnaces |
| - Sica France Riz
13200 Arles
France | rice husk-fired
boilers |
| - AEG-Kanis Turbinenfabrik GmbH
Frankenstrasse 70 - 80
8500 Nuernberg
Federal Republic of Germany | all types of steam
turbines from 400
kW upwards |
| - Buhler-MIAG GmbH
Postfach 3369
D33 Braunschweig
Federal Republic of Germany | husk-fired steam
power plants |
| - Cornelius Schmidt,
Eisen und Stahlwerk
Von Kettelenstrasse 1
509 Leverkusen, Kuppersteg
Federal Republic of Germany | rice husk-burning
furnaces |
| - Kuhnle, Koop & Kausch
Frankenthal (Pfalz)
Federal Republic of Germany | turbines |
| - A. Lambion Maschinenfabrik
D 3549 Wetterburg (Waldeck)
Federal Republic of Germany | rice husk furnaces |

- Turbinenfabrik J. Nadrowski GmbH
Postfach 6104
48 Bielefeld
Federal Republic of Germany

small and medium
steam turbines
2 - 2,100 kW

- F.H. Schule GmbH
P.O.Box 260620
2 Hamburg 26
Federal republic of Germany

rice husk-fired steam power
plants (furnaces, boilers,
locomobiles, vertical
reciprocating steam engines,
turbines) rice husk-fired
"open core" gasifier plants
(gasifiers, gas engines)

- Spillingwerk Hamburg GmbH
Postfach 11 05 29
2000 Hamburg
Federal Republic of Germany

reciprocating steam engines

- Jaya and Company
Trichy Road
Post Box No. 1347
Coimbatore - 641018
India

husk-fired boilers

- Triveni Engineering Works Ltd
NSIC Building
P.O. Udyog Nagar
Naini - Allahabad
India

steam turbines manufactured
in collaboration with
Peter Brotherhood (UK)

- Wanson India (P) Ltd
Chinchawad - Poona 19

supplier of boilers to
Dandekar rice mill

- Westerwork Engineers PVT Ltd
5-D Vulean Insurance Bldg
Veer Nariman Rd., Churchgate
Bombay 400020
India

husk-fired boilers and
furnaces

- Gariboldi S.N.C.
Via Bertarini 72
20061 Curugate (Milano)
Italy

husk-fired steam
furnaces, boilers
and steam plants

- Chuo Boeki Goshi Kaisha
Ibaraki P.O. Box 8
Ibaraki City
Japan

husk-fired furnaces

- Satake Engineering Co. Ltd
Ueno Hirikoji Bldg
Ueno 1-19-10, Taito-ku
Tokyo
Japan
husk-fired furnaces,
steam boilers and
steam plants
- Industrial Boilers & Allied
Equipment SDN. BHD.
Shah Alam Works
Selangor, G.P.O. Box 635
Kuala Lumpur
Malaysia
husk-fired boilers
- Folin & Brothers SDN. BHD
Lot 16 Jalan 223
Petalang Jaya, Selangor
Malaysia
husk-fired boilers
- Huay Nam Boiler Factory
164 Ma Kua Lane, Wat Phya Krai
Yannava District
Bangkok 12
Thailand
husk-fired boilers
- Lee Yung Cheing Factory
Opposite of Wat Pratum
Talad Noi
Bangkok
Thailand
Builder of steam engines,
boilers and rice mills
- Belliss & Morcom Manufacturing Ltd.
Icknield Square
Birmingham B16 00L
United Kingdom
Manufacturer of V-
type compound steam
engines (100 - 500 kW)
- GWB Industrial Boilers Ltd
Dudley
West Midlands
United Kingdom
fluidized bed rice
husk combustor/boiler/
steam turbine power
plants
- Barbour Stockwell Company
300 Third Street
Cambridge, Mass. 02142
USA
steam turbines (1 -
450 kW)
- Carling Turbine Blower Co.
8 Nebraska Street
Worcester, Mass. 01604
USA
steam turbines

- Coppus Engineering Corp.
Worcester, Mass. 01613
USA
steam turbines
- Industrial Machine Company
(IMACO)
USA
rice husk air-suspended
cyclonic turbulent flow
flow furnace/boiler/steam
power plant
- McBurney Stoker & Equipment Co.
P.O. Drawer 47848
Atlanta, Ga. 30340
USA
stokers and husk-
fired power plants
- Producers Rice Mill (PRM)
P.O.Box 473
Stuttgart
Arkansas 72160
USA
fluidized bed gasifier/
combustor/steam turbine
power plants
- Skinner Engine Company
Erie, Pa. 16512
USA
steam engines and
turbines

Cash Flow Tables for Financial Analysis

Table A7.1: FINANCIAL ANALYSIS LARGE-SCALE INDUSTRIAL RICE MILL (1,000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(95.0)									47.5
Operating Cost		(136.1)	(136.1)	(136.1)	(136.1)	(136.1)	(136.1)	(136.1)	(136.1)	
Scenario B										
Investment Cost	(2,266.5)									0.0
Operating Cost		(91.2)	(91.2)	(91.2)	(91.2)	(91.2)	(91.2)	(91.2)	(91.2)	
Scenario C										
Investment Cost	(2,316.5)									0.0
Operating Cost		(102.6)	(102.6)	(102.6)	(102.6)	(102.6)	(102.6)	(102.6)	(102.6)	
Sales surplus electricity		31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(2,171.5)	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	(47.5)
C vs A	(2,221.5)	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	(47.5)
Contingency 1: B vs A	(1,718.2)	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9	(47.5)
C vs A	(1,758.2)	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	65.0	(47.5)
Contingency 2: C vs A	(2,221.5)	71.3	71.3	71.3	71.3	71.3	71.3	71.3	71.3	(47.5)
Results Financial Analysis:		PBP1	PBP2	IRR(%)	NPV:0%					
Baseline Scenario B vs A		50.4	48.3	-14	(1,672.7)					
C vs A		35.6	34.2	-10	(1,579.6)					
Contingency 1: B vs A		40.3	38.2	-12	(1,260.6)					
C vs A		28.5	27.1	-7	(1,158.4)					
Contingency 2: B vs A		32.5	31.2	-9	(1,536.0)					

Table A7.2: ECONOMIC ANALYSIS LARGE-SCALE INDUSTRIAL RICE MILL
(1,000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(90.5)									45.3
Operating Cost		(134.4)	(134.4)	(134.4)	(134.4)	(134.4)	(134.4)	(134.4)	(134.4)	
Scenario B										
Investment Cost	(2,151.8)									0.0
Operating Cost		(80.5)	(80.5)	(80.5)	(80.5)	(80.5)	(80.5)	(80.5)	(80.5)	
Scenario C										
Investment Cost	(2,201.8)									0.0
Operating Cost		(91.6)	(91.6)	(91.6)	(91.6)	(91.6)	(91.6)	(91.6)	(91.6)	
Sales surplus electricity		31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(2,061.3)	54.0	54.0	54.0	54.0	54.0	54.0	54.0	54.0	(45.3)
C vs A	(2,111.3)	74.3	74.3	74.3	74.3	74.3	74.3	74.3	74.3	(45.3)
Results Economic Analysis:		PBP1	PBP2	IRR(%)	NPV 9%					
Baseline Scenario B vs A		39.9	38.2	-11	(1,502.6)					
C vs A		29.6	28.4	-8	(1,398.3)					

Table A7.3: FINANCIAL ANALYSIS MEDIUM-SCALE INDUSTRIAL RICE MILL
(1,000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(65.0)									32.5
Operating Cost		(38.2)	(38.2)	(38.2)	(38.2)	(38.2)	(38.2)	(38.2)	(38.2)	
Scenario B										
Investment Cost	(383.6)									0.0
Operating Cost		(26.0)	(26.0)	(26.0)	(26.0)	(26.0)	(26.0)	(26.0)	(26.0)	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(318.6)	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	(32.5)
Contingency 1: B vs A	(241.8)	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	(32.5)
Results Financial Analysis:		PBP1	PBP2	IRR(%)	NPV10%					
Baseline Scenario B vs A		31.3	26.0	-11	(211.4)					
Contingency 1: B vs A		25.1	19.8	-7	(141.6)					

Table A7.4: ECONOMIC ANALYSIS MEDIUM-SCALE INDUSTRIAL RICE MILL
(1 000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(61.9)									30.9
Operating Cost		(26.3)	(26.3)	(26.3)	(26.3)	(26.3)	(26.3)	(26.3)	(26.3)	
Scenario B										
Investment Cost	(362.5)									0.0
Operating Cost		(23.0)	(23.0)	(23.0)	(23.0)	(23.0)	(23.0)	(23.0)	(23.0)	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(300.6)	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	(30.9)
Results Economic Analysis:		PBP1	PBP2	IRR	NPV 9%					
Baseline Scenario B vs A		108.9	90.3	n.a.	(258.3)					

Table A7.5: FINANCIAL ANALYSIS VILLAGE RICE MILL
(1,000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-7	8	9-11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(16.0)					(16.0)				2.0
Operating Cost		(10.0)	(10.0)	(10.0)	(10.0)	(10.0)	(10.0)	(10.0)	(10.0)	
Scenario B										
Investment Cost	(100.0)									0.0
Operating Cost		(4.2)	(4.2)	(4.2)	(4.2)	(4.2)	(4.2)	(4.2)	(4.2)	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(84.0)	5.8	5.8	5.8	5.8	21.8	5.8	5.8	5.8	(2.0)
Contingency 1: B vs A	(64.0)	5.8	5.8	5.8	5.8	21.8	5.8	5.8	5.8	(2.0)
Contingency 2: B vs A	(84.0)	7.2	7.2	7.2	7.2	23.3	7.2	7.2	7.2	(2.0)
Results Financial Analysis:		PBP1	PBP2	IRR(%)	NPV10%					
Baseline Scenario B vs A		17.3	14.5	3	(30.0)					
Contingency 1: B vs A		13.8	11.1	6	(11.8)					
Contingency 2: B vs A		17.3	11.7	5	(20.2)					

Table A7.6: ECONOMIC ANALYSIS VILLAGE RICE MILL
(1,000 US\$ OF 1985)

	0	1	2	3	4-7	8	9-11	12	13-15	16
Scenario A										
Investment Cost	(15.2)					(15.2)				(2.4)
Operating Cost		(7.6)	(7.6)	(7.6)	(7.6)	(7.6)	(7.6)	(7.6)	(7.6)	
Scenario B										
Investment Cost	(95.8)									0.0
Operating Cost		(2.9)	(2.9)	(2.9)	(2.9)	(2.9)	(2.9)	(2.9)	(2.9)	
Differential Cash Flows:										
Baseline Scenario B vs A	(80.5)	4.7	4.7	4.7	4.7	19.9	4.7	4.7	4.7	2.4
Results Economic Analysis:		PBP1	PBP2	IRR(%)	NPV 9%					
Baseline Scenario B vs A		20.3	17.1	2	(31.3)					

Volume II, Annex 8

Coffee Husks as a Boiler Fuel in Industries
at Abidjan Industrial Area

Densified coffee husks

A8.1 In general, the purpose of densification is to reduce transport and/or storage costs and to make the fuel suitable for use in certain types of gasifiers or furnaces. For coffee husks, however, transport costs will not be reduced in this manner since, with the prevailing bulk density of the unprocessed coffee husks, lorries can be loaded to full capacity (Assuming 36 m^3 load area in a 6 t truck and a coffee husk bulk density of 179 kg/m^3). Also, storage costs of densified coffee husks are higher than for loose husks since pellets or briquettes are very sensitive to moisture and therefore cannot be stored in the open. Based on the experiments described in Lit. 4, it is expected that loose husks can be easily stored in the open air without substantial degradation.

A8.2 From the experience at the Toumbokro decortication plant, it is clear that not every industrial boiler is suitable for fueling coffee husks. On the other hand, typical low bulk-density fuel combustors have been developed (Gasifier/combustion systems) and, based on test results described in Lit. 5, it can be expected that, provided adequate adaptations are carried out, conventional under-feed furnaces are equally well suited for fueling loose coffee husks.

A8.3 For these reasons briquetting or pelletising is not considered an economically viable option for the use of coffee husks and will not be considered further in this report.

Delivered costs of coffee husks at Abidjan industrial area

A8.4 Delivered costs of coffee husks for boiler fuel purposes at Abidjan industrial area, are composed of two factors:

- (a) storage costs of coffee husks at the coffee processing site;
and
- (b) transport costs of coffee husks from the processing site to Abidjan industrial area.

A8.5 Whether coffee residues are treated as a waste product and incinerated or stored with the purpose of selling them as a boiler fuel makes no difference for husk handling. In assessing storage costs, equipment costs (for a conveyor belt, motor shovel etc.) and labor costs are therefore not taken into account. If all residues that are produced at the Aboisso decortication plant are stored ($16,400 \text{ t/yr}$) a storage area of $59,000 \text{ m}^2$ is needed, corresponding to US\$1,475/yr. This results

in storage costs of \$0.0899/t coffee husks. Compared to transportation cost (see below), this is very low.

A8.6 Cargo transport costs by truck depend on a large number of factors, among them variable costs like repair and maintenance, tires, fuel and lubricants, which are usually calculated on a per km basis, as well as fixed costs as capital and labor which are normally calculated on a per unit time basis. Besides, the costs depend on the condition of roads, the turnaround time at points of loading and discharge, the trip length and the possibility of a backhaul cargo. For the above reasons very different cost figures (varying from 25-60 FCFA/ton kilometer) were mentioned during the mission's visit. In view of the transport distances involved in coffee husks transport, the mission decided to assume a standard coffee husks transportation cost of 0.10 US\$/t km (40 FCFA/t km). The average distance from Ivorian decortication plants to Abidjan industrial area is 302 km, leading to average coffee husks transportation costs of 30.2 US\$/t. The decortication plant closest to Abidjan is situated at Anyama (22 km). Coffee husks produced at this site would have a transportation cost of approximately \$2.20/t. Transportation cost from Aboisso to Abidjan would be \$11.6/t coffee husks.

A8.7 On the basis of the above figures, the on-site delivered cost of coffee husks at Abidjan Industrial area averages about \$30.3/t. The minimum cost for processing and transport, from Anyama site, amounts to 2.29 US\$/t. For Aboisso this cost is 11.7 US\$/t.

A8.8 The above data can be compared with fuel oil prices on an energy basis. Assuming a fuel oil cost in Abidjan of 282.05 US\$/t and a fuel oil LHV of 42,000 MJ/t, Abidjan fuel oil energy cost amounts to about 0.00672 US\$/MJ. The average energy cost on the basis of on-site delivered coffee husks (LHV: 16,640 MJ/t) amounts to about 0.0018 US\$/MJ. If the coffee husks are taken from Anyama, it will be possible to deliver coffee husks to Abidjan for approximately 0.00013 US\$/MJ. For coffee husks produced at Aboisso, the delivered cost is about 0.00070 US\$/MJ.

A8.9 From the above data it is clear that in principle, a very competitive possibility for providing coffee husks as boiler fuel to Abidjan exists. This holds even more for those decortication plants situated relatively far from the capital. Below, the financial consequences of this possibility from the point of view of the biomass fuel buyer will be analyzed.

Financial analysis of installing a coffee husk-fueled boiler at Abidjan industrial area

A8.10 A potential buyer of coffee husks for boiler fuel purposes is the SCODI tuna cannery in the Abidjan industrial area. This factory consumes approximately 10 t/hr of process steam (9 bar) for sterilization purposes. At present, this steam is produced in SEUM oil-fueled boilers. Total annual DDO consumption amounts to approximately 750,000 l/yr, which represents a value of approximately \$190,380/yr.

A8.11 The above steam quantity can be produced by the combustion of 1,706 t/yr of coffee residues. Assuming that coffee husks are delivered on-site for a cost of \$53.25/t (including supplier's profit) or \$0.0032/MJ, which is approximately half the price per unit energy of fuel oil in Abidjan, the total biomass fuel expenditure would amount to approximately \$90,850/yr. Therefore annual fuel savings would amount to about \$99,530/yr.

A8.12 It will be difficult and relatively costly to convert the existing equipment from fuel oil to solid fuels. Therefore, the installation of a new (10 t/hr; 9 bar) boiler needs to be envisaged when the existing equipment is worn-out. Installed investment costs of a new solid fuel boiler are presented in Table A8.1.

A8.13 Parameter values on which the financial analysis is based are presented in Table A8.2. Results of financial analysis are shown in Table A8.3. The total annual costs of the boiler system fueled with coffee husks are appreciably lower than the status quo, i.e. \$175,510/yr as against \$233,490/yr. Correspondingly, the financial appraisal shows favorable values with respect to the coffee husks boiler system, a financial rate of return of 37.7% and a pay-back time on the incremental investment of 2.6 yrs.

A8.14 Sensitivity analysis with respect to fuel prices, of which results are shown in Table A8.4, indicate that the financial feasibility of the industrial boiler system fueled with coffee husks is, to some extent, sensitive to these prices, especially the fuel oil price, although for either the fuel oil price or the coffee husks fuel price a price movement of 20% does not jeopardize its financial feasibility. As for the most sensitive fuel, fuel oil, the market price has to go down from 288.05 US\$/t to at least 214.97 US\$/t, or by more than 25%, in order to render the biomass boiler system financially infeasible.

A8.15 Financial analysis indicates that by the time the existing oil-fueled boiler system at the SCODI tuna canning factory in Abidjan has to be scrapped, replacement with a coffee husks fueled boiler is an attractive option. A permanent drop in the market price of fuel oil to a level below 215 US\$/t (83,840 FCFA/t) would force this conclusion to be negatively revised. It follows that the option to transport coffee husks to industrial areas for process energy purposes merits further consideration. Therefore, the mission recommends a pilot project to further investigate this option.

**Table A8.1: INVESTMENT COSTS OF 10 T/HR (9 BAR) COFFEE HUSK-FUELED PROCESS
STEAM BOILER AT SCODI TUNA CANNING FACTORY**

Item	Investment cost (US\$)		
	Local	Foreign	Total
Furnace/watertube boiler system including:			
- inclined grate burner			
- refractory lining			
- ash removal system			
- primary and secondary air fans			
- steel chimney			
- flue gas fan			
- flue gas filter			
- pressure control combustion chamber			
- economizer			
- temperature measurement			
- pressure measurement			
- water level control			
- steam pressure control			
- safety devices			
- service platform			
- fuel silo extraction system			
- hopper			
- fuel conveyor	-	380,000	380,000
Installation	3,000	24,000	27,000
Freight	3,000	20,000	23,000
Taxes	11,100	-	11,100
Insurance	-	1,900	1,900
Total	17,100	425,900	443,000

**Table A8.2: STANDARD PARAMETER VALUES FOR EXISTING OIL-FUELED BOILER
AND AN ALTERNATIVE COFFEE HUSK-FUELED BOILER AT SCODI TUNA
CANNING FACTORY IN ABIDJAN; DECEMBER 1985.**

	Oil fueled boiler	Coffee husk- fueled boiler
Process steam (t/yr)	36,000	36,000
Installed capacity (t/hr)	10	10
Initial investment, installed (US\$)	210,000	443,000
Equipment lifetime (yr)	15	15
Fuel consumption:		
- fuel oil (t/yr)	675	-
- coffee husks (t/yr)	-	1,706
Fuel price, delivered:		
- fuel oil (US\$/t)	282.05	-
- coffee husks (US\$/t)		53.25
Maintenance and repair (% of initial investment/yr)	5,000	5,000
Operating manpower:		
- semi-skilled (man yr)	1	1
- unskilled (man yr)	-	2

**Table A8.3: COMPARATIVE FINANCIAL ANALYSIS OF EXISTING OIL-FUELED BOILER AND AN
ALTERNATIVE COFFEE HUSK-FUELED BOILER AT THE SCODI TUNA CANNING
FACTORY IN ABIDJAN**

ANNUAL CAPITAL COST	1,380	26,230	27,610	2,340	55,980	58,240
OPERATING COST						
Fuel oil	4,500	185,880 a/	190,380	-	-	-
Coffee husks	-	-	-	90,850	-	90,850
Maintenance and repair	4,200	4,200	8,400	8,860	8,860	17,720
Chemicals	1,250	3,750	5,000	1,250	3,750	5,000
Labor, semi-skilled	2,100	-	2,100	2,100	-	2,100
Labor, unskilled	-	-	-	1,600	-	1,600
TOTAL	13,430	220,060	233,490	107,000	69,510	175,510

IRR of husk-fueled boiler: 37.7%.

Pay-back period of total investment: 5.0 yr.

Pay-back period on incremental investment: 2.6 yr.

a/ Cost ex depot Vridi.

**Table A8.4: SENSITIVITY ANALYSIS OF A COFFEE HUSK-FUELED BOILER AS AGAINST AN
OIL-FUELED BOILER AT SCODI TUNA CANNING FACTORY IN ABIDJAN**

Contingency	Pay-back period (yr)		IRR (%)	NPV at 10% discount	Switching value at which NPV=0 at 10% discount rate
	Total investment	Incremental investment			
Fuel oil price down by 20% to \$244.44/t	8.8	4.6	20.3	151.3	\$214.97/t
Coffee husks price up by 20% to \$63.90/t	6.1	3.3	29.6	302.8	\$71.93/t

ENERGY SECTOR MANAGEMENT ASSISTANCE PROGRAM

Activities Completed

<u>Energy Assessment Status Report</u>		<u>Date Completed</u>
Papua New Guinea		July, 1983
Mauritius		October, 1983
Sri Lanka		January, 1984
Malawi		January, 1984
Burundi		February, 1984
Bangladesh		April, 1984
Kenya		May, 1984
Rwanda		May, 1984
Zimbabwe		August, 1984
Uganda		August, 1984
Indonesia		September, 1984
Senegal		October, 1984
Sudan		November, 1984
Nepal		January, 1985
Zambia		August, 1985
Peru		August, 1985
Haiti		August, 1985
Paraguay		September, 1985
Morocco		January, 1986
Niger		February, 1986
<u>Project Formulation and Justification</u>		
Panama	Power Loss Reduction Study	June, 1983
Zimbabwe	Power Loss Reduction Study	June, 1983
Sri Lanka	Power Loss Reduction Study	July, 1983
Malawi	Technical Assistance to Improve the Efficiency of Fuelwood Use in Tobacco Industry	November, 1983
Kenya	Power Loss Reduction Study	March, 1984
Sudan	Power Loss Reduction Study	June, 1984
Seychelles	Power Loss Reduction Study	August, 1984
The Gambia	Solar Water Heating Retrofit Project	February, 1985
Bangladesh	Power System Efficiency Study	February, 1985
The Gambia	Solar Photovoltaic Applications	March, 1985
Senegal	Industrial Energy Conservation	June, 1985
Burundi	Improved Charcoal Cookstove Strategy	September, 1985
Thailand	Rural Energy Issues and Options	September, 1985
Ethiopia	Power Sector Efficiency Study	October, 1985
Burundi	Peat Utilization Project	November, 1985
Botswana	Pump Electrification Prefeasibility Study	January, 1986
Uganda	Energy Efficiency in Tobacco Curing Industry	February, 1986
Indonesia	Power Generation Efficiency Study	February, 1986
Uganda	Fuelwood/Forestry Feasibility Study	March, 1986



Programme Conjoint PNUD/Banque Mondiale d'Assistance à la Gestion du Secteur de l'énergie

Rapport d'Activité

No. 0695/87

Pays: CÔTE D'IVOIRE

ACTIVITÉ: UNE MEILLEURE UTILISATION DE LA RIICHASSE:
PROJETS PILOTES UTILISANT LES RESIDUS AGRO-INDUSTRIELS
AU PROFIT DU SECTEUR DE L'ÉNERGIE
VOLUME II - ANNEXES TECHNIQUES

AVRIL 1987

BEST COPY AVAILABLE

Rapport du Programme conjoint PNUD/Banque mondiale d'assistance à la gestion du secteur de l'énergie
Le présent document fait l'objet d'une diffusion restreinte. Sa teneur ne peut être divulguée sans l'autorisation
du Gouvernement du PNUD ou de la Banque mondiale.

PROGRAMME D'ASSISTANCE A LA GESTION DU SECTEUR DE L'ENERGIE

Le Programme Conjoint PNUD/Banque Mondiale d'assistance à la gestion du secteur de l'énergie, qui a débuté en avril 1983, aide les pays à mettre en oeuvre les principales recommandations concernant la politique et les investissements figurant dans les Rapports de maîtrise des choix énergétiques rédigés dans le cadre d'un autre Programme conjoint PNUD/Banque Mondiale. Le Programme d'assistance à la gestion offre les services de son personnel et de consultants pour la formulation et la justification de projets de pré-investissements et d'investissements et pour le renforcement de la gestion, des institutions et du processus décisionnel.

Les rapports résultant de ce Programme procurent aux gouvernements, aux bailleurs de fonds et aux investisseurs potentiels l'information nécessaire pour accélérer la préparation et la mise en oeuvre des projets. Les activités du Programme d'assistance à la gestion peuvent, d'une façon générale, se classer en trois groupes:

- o Rapports d'activité des études du secteur de l'énergie: ces rapports évaluent les actions entreprises au cours de l'année suivant la publication de la première étude du secteur de l'énergie et signalent les domaines où une action urgente est nécessaire;
- o Formulation et justification de projets: ce travail est conçu pour accélérer la préparation et la mise en oeuvre de projets d'investissements; et
- o Assistance aux institutions et à la formulation de la politique de l'énergie: ce travail conduit souvent également à l'identification de projets d'assistance technique.

Le Programme a pour but d'augmenter, promouvoir et renforcer l'impact des ressources bilatérales et multilatérales déjà disponibles pour l'assistance technique dans le secteur de l'énergie.

Financement du Programme

Le Programme constitue un effort international considérable et, bien que le financement de base ait été fourni par le PNUD et la Banque Mondiale, un certain nombre d'agences bilatérales ont largement contribué au financement du Programme. Les pays qui ont fourni ou promis une première contribution aux programmes par le biais du Fonds pour l'énergie du PNUD ou bien d'autres arrangements financiers avec le PNUD, sont les Pays-Bas, la Suède, l'Australie, la Suisse, la Finlande, le Royaume-Uni, le Danemark, la Norvège et la Nouvelle Zélande.

Informations Supplémentaires

Pour obtenir des informations supplémentaires ou des exemplaires des rapports achevés dans le cadre du Programme, dont la liste est donnée à la fin de ce document, veuillez contacter:

Division for Global and
Interregional Projects
United Nations Development ou
Program
One United Nations Plaza
New York, N.Y. 10017

Division de l'Energie
Domestique
Département de l'Energie
Banque Mondiale
1818 H Street, NW
Washington, D.C. 20433

COTE D'IVOIRE

UNE MEILLEURE UTILISATION DE LA BIOMASSE

**Projets pilotes utilisant les résidus agro-industriels
au profit du secteur de l'énergie**

Avril 1987

Volume II - Annexes techniques

**Département de l'énergie
Banque mondiale
Washington, D.C. 20433**

TABLE DES MATIERES

	<u>Page</u>
Annexe 1 - Analyse chimique et essais de densification des résidus de café et de palmier à huile.....	1
- Appendice A - Analyse des matières premières.....	15
- Appendice B - Analyse des produits densifiés.....	36
- Appendice C - Changements dimensionnels pendant la combustion.....	49
Annexe 2 - Effets du stockage extérieur sur la valeur énergétique des résidus du café.....	55
Annexe 3 - Utilisation des résidus du palmier à huile comme engrais.....	64
Annexe 4 - Utilisation des rafles de palmier comme combustible industriel à Abidjan.....	71
Annexe 5 - Projet pilote de palmier à huile: fabricants d'équipements.....	84
Annexe 6 - Essais de gazéification des résidus du café.....	87
Annexe 7 - Résidus des décortiqueries de riz: investissements et spécifications.....	100
Annexe 8 - Utilisation des coques de café comme combustible dans des chaudières de la zone industrielle d'Abidjan.....	124

Volume II - Annexe 1

ANALYSE CHIMIQUE ET ESSAIS DE DENSIFICATION DES RESIDUS DE CAFE ET DE PALMIER A HUILE

I. INTRODUCTION

1.1 Selon le contrat faisant partie du projet PNUD INT/83/005 passé avec le Département de l'énergie de la Banque mondiale, les résidus de deux agro-industries de Côte d'Ivoire (coques de café et rafles de palmier) ont été essayés au Centre de recherches agronomiques de Gembloux (Belgique), en vue de vérifier s'il était possible de les valoriser par densification.

1.2 La densification a été conduite avec des presses à haute pression. La presse à piston choisie était la presse Sermie (France). Malheureusement, après deux mois d'essais, elle s'est révélée incapable de fabriquer des briquettes avec les deux types de résidus. Il n'était pas possible d'utiliser une presse à vis conique en raison de la trop faible quantité de rafles de palmier disponible et parce que des essais précédents avec des coques de café avaient échoué.

1.3 Les essais ont donc été conduits avec une presse à vis cylindrique équipée d'un fourreau chauffant. Jusqu'à maintenant, c'est cette dernière qui a le mieux convenu en étant capable de densifier plus de 20 matières premières différentes avec un succès complet.

1.4 La Section 2 de la présente Annexe donne les caractéristiques des matières premières, des renseignements sur la préparation et la densification des résidus et les résultats des essais des briquettes. Les commentaires sur ces essais sont donnés à la Section 3. Les principales conclusions sont résumées à la Section 4 et les méthodes utilisées pour les essais sont rassemblées dans les Appendices.

II. RESULTATS

2.1 Matières premières

	Date de réception	Quantité (humide)	T.H. a/	Densité en vrac
1.1. Rafles de palmier	31.01.86	453 kg	191,0 %	167 kg/m ³
1.2. Coques de café	31.01.86	468 kg	11,5 %	174 kg/m ³

a/ Teneur en humidité en % du poids sec.

Préparation des matières premières

2.2 Rafles de palmier --> découpeuse à disque --> broyeur à marteau (tamis de 10 mm) --> séchoir (160 kg avec une teneur en humidité de 3%).

2.3 Coques de café --> séchoir (430 kg avec une teneur en humidité de 6%).

Propriétés des matières premières (avant la densification)

2.4 Granulométrie

Tamis mm a/	% b/	Rafles de palmier			% c/	Coques de café		
		L c/ long.	W c/ larg.	T c/ Epais.		L	W	T
5	45,5	18,0	7,6	0,54	27,3	8,9	7,7	0,43
4	0,6	14,0	2,4	0,95	11,2	8,6	5,7	1,20
2,5	1,8	12,7	2,0	0,97	27,9	8,6	2,5	1,30
2	2,1	9,7	1,7	0,92	8,4	8,2	1,6	0,80
1	21,5	8,9	1,0	0,57	16,5	5,7	2,8	0,51
0,5	13,0	8,0	0,5	0,38	4,7	4,4	1,8	0,36
R	14,6	-	-	-	4,4	-	-	-

a/ Norme DIN.

b/ Poids en % du poids total.

c/ Longueur, largeur, épaisseur (mm) de 25 particules (pour chaque tamis).

2.5 Pouvoir calorifique (1) (MJ/kg)

(a) Pouvoir calorifique brut (PCB)	Rafles de palmier			Coques de café		
	T.Mx. a/	T.H. b/	PCB	T.Mx.	MC	GCV
Sans cendre; 0% T.H.	4,8	4,75	24,23	7,43	6,12	20,62
Avec cendres; 0% T.H.			23,07			19,08
Tel quel à réception			22,02			17,98
(b) Pouvoir calorifique net (PCN)	PCN			PCN		
Sans cendre; 0% T.H.			22,65			19,23
Avec cendres; 0% T.H.			21,56			17,80
Tel quel à réception			20,48			16,64

a/ Selon la norme ISO 1928 - Résultats en MJ/kg.

b/ T.Mx = teneur en minéraux en % du poids à sec.

c/ T.H. = teneur en humidité en % du poids à sec.

2.6 Analyse chimique (pour les méthodes d'analyse, se reporter à l'Appendice).

(a) Analyse immédiate

	Extraits E	Cellulose A-B	Lignine	Pentosanes	T. Mx.	Silicium
Rafles de p.	11,48	4,80	37,77	20,78	19,84	5,33
Coques de café	1,62	1,63	40,19	32,28	14,36	9,92

Chiffres en % du poids à sec

(b) Analyse élémentaire

	H ₂	C	O ₂	N ₂	T.Mx.
Rafles de palmier	6,77	50,71	36,85	0,87	4,80
Coques de café	5,56	47,16	38,10	1,76	7,43

Chiffres en % du poids à sec.

(c) Composition chimique des cendres a/

	P	K	Ca	Mg	Na	T.Mx. c/	Si d/
<u>Méthode humide b/</u>							
Rafles de palmier	0,98	15,47	1,88	1,75	0,42		
Coques de café	0,75	23,98	4,76	1,77	0,33		
<u>Méthode sèche</u>							
Rafles de palmier	-	14,95	2,32	1,61	0,33	5,1	1,8
Coques de café	-	22,47	5,15	1,47	0,23	7,7	2,17

a/ Résultats exprimés en ⁰/100 (pour mille) de matières premières sèches.

b/ Méthode sèche: Calcination à 550° C et analyse des cendres.

Méthode humide: Destruction des matières organiques à l'acide
(HNO₃ + HClO₄) et analyse des cendres.

Les essais ont été faits sur des matières passées au tamis de 250 microns.

c/ T.Mx.: teneur en minéraux, en % de matières premières sèches.

d/ Silicium en % de matières premières sèches.

2.7 Densité et teneur en humidité

	Densité a/	T.H. b/	Densité en vrac c/	T.H. b/	T.H. d'équilibre d/ à 20 °C et 65 % H ₂ O.
Rafles de palmiers	729	5,4	107	13,4	13,4 16,7 27,2
Coques de café	1079	6,2	179	15,1	15,1 19,6 27,9

a/ En kg/m³.

b/ Teneur en humidité en % du poids sec pendant la mesure.

c/ Densité en vrac en kg/m³.

d/ Teneur en humidité après conditionnement à différentes teneurs en humidité relative par rapport au poids à sec.

2.8 Procédés de densification

Répartition des matières premières

Type de presse		Compagnie
Vis conique	Pas assez de matière première pour l'essai	B.M.D. - B
Presse à vérin	Rafles: 95 kg - Coques: 207 kg	SERMIE - Fr
Fourreau chauffant	Rafles: 72 kg - Coques: 293 kg	C.R.A. - Gx

2.9 Résultats

(a) Presse à vis conique : essai négatif sur les coques de café. Aucune briquette n'a pu être fabriquée.

(b) Presse à vérin : essais effectués à Saultain (France) le 25 mars 1986.

Aucune briquette n'a pu être obtenue.

(c) Fourreau chauffant: 110 kg de briquettes de coques de café
+ 38 kg de résidus inutilisables
39 kg de briquettes de rafles de palmier
+ 19 kg de résidus inutilisables

Pour cette presse, les conditions de travail étaient les suivantes:

	Rafles de palmier	Coques de café
- Temp. du fourreau	440° C	400° C
- Energie (Wh/kg)	113	314
- Fourreau	25	66
- Moteur	88	248
- Vitesse (tr/mn)	400	400
- Production (kg/h)	156	38

2.10 Propriétés des briquettes (voir les méthodes d'essai dans l'Appendice)

Propriétés physiques et mécaniques

	Rafles de palmier	Coques de café
Densité spécifique (kg/m ³)		
20°C 65% HR a/	1212	1290
20°C 85% HR	1137	1108
Teneur en humidité (% du poids sec)		
20°C 65% HR	5,1	10,2
20°C 85% HR	9,5	16,1
Dilatation volumétrique (%)	-	113
Dilatation volumétrique/mn	-	11,0
Friabilité 20°C 65% HR	0,61	0,08
20°C 85% HR	0,47	0,08
20°C 95% HR	0,38	0,08

a/ HR = Humidité relative.

2.11 Air humide

Coques de café

	Durée	1	2	3	4	7	9	14	16	18	21
	Cond.	jours									
L.	20°C 95% HR	1,8	3,7	5,7	7,3	+	+	+	+	+	+
	20°C 85% HR	0,5	1,3	2,4	3,1	4,5	5,7	6,6	7,6	8,3	+
D.	20°C 95% HR	2,2	4,1	5,1	6,8	9,8	10,7	12,0	+	+	+
	20°C 85% HR	1,5	2,6	3,3	3,6	4,9	5,8	6,9	8,5	9,7	+
T.H.	20°C 95% HR	13,0	14,5	15,3	16,0	17,5	17,6	18,2	20,5	20,8	20,9
	20°C 85% HR	11,6	12,3	12,7	13,1	13,6	14,2	14,6	15,1	15,2	15,3

L. : Elongation en % de la longueur initiale

D. : Augmentation du diamètre en % du diamètre initial

T.H. : Teneur en humidité en % du poids à sec

+: Destruction des échantillons

Rafles de palmier

	Durée Cond.	1	2	3	4	7	9	14	16	18	21 jours
L.	20°C 95% HR	1,1	2,1	2,8	3,3	4,1	4,3	4,8	6,6	8,0	11,1
	20°C 85% HR	1,0	1,5	1,9	2,4	2,7	3,2	3,9	4,2	4,6	5,4
D.	20°C 95% HR	1,9	2,9	3,5	4,0	5,2	6,07	6,70	9,2	11,3	13,7
	20°C 85% HR	1,0	1,4	2,1	2,5	3,1	3,7	4,7	4,9	5,4	7,0
T.H.	20°C 95% HR	7,20	8,45	9,03	9,50	10,6	10,8	11,6	14,2	14,8	15,2
	20°C 85% HR	5,8	6,2	6,5	6,8	7,5	7,8	8,3	8,4	8,4	8,8

L.: Elongation en % de la longueur initiale

D.: Augmentation du diamètre en % du diamètre initial

T.H.: Teneur en humidité en % du poids à sec

2.12 Essai de combustion

(a) Elongation en cours de combustion en % de longueur initiale

	Rafles de palmier	Coques de café
Maximum (%)	2,96	6,90
Durée (secondes)	3,80	7,60
%/min.	0,44	0,60

(b) Perte de poids

	Rafles de palmier	Coques de café
Inflammabilité		
Temps (secondes)	190	200
Indice	80	76
Durée d'inflammation (minutes et secondes)	19'10"	25'24"
Durée de combustion sans flamme	52'55"	25'
Durée totale de la combustion	72'05"	40'24"
Cendres (ou matières non brûlées) en %	8	11

La figure II.4 donne le principe de la méthode utilisée et la figure II.5 donne la perte de poids pendant l'essai de combustion. Ces deux figures se trouvent dans l'Appendice.

(c) Composition des gaz a/

	CO <u>b/</u>	CO ₂
<u>Rafles de palmier</u>		
Phase de début	0,14	1,03
Phase avec flammes	0,06	0,0
Phase sans flamme	0,01	0,0
<u>Coques de café</u>		
Phase de début	0,01	0,0
Phase avec flammes	0,02	0,0
Phase sans flamme	0,09	0,25

a/ Les teneurs en CO et en CO₂ sont très basses en raison d'un excès d'air important pendant l'essai de combustion (10).

b/ Déterminé par chromatographie.

2.13 Analyse chimique

(a) Analyse immédiate

	Extraits		Lignine	Cellulose	Pentosanes	T. Mx.	Silicium
	E	A-B					
Rafles de pal.	11,17	3,04	22,24	37,64	19,21	5,70	1,64
Coques de café	1,67	1,81	30,76	38,88	15,59	11,29	4,38

- Chiffres en % du poids à sec

(b) Analyse élémentaire

	H ₂	C	O ₂	N ₂	T. Mx.
Rafles de palmier	6,52	50,67	1,03	36,56	5,22
Coques de café	5,40	46,28	1,71	37,04	9,57

- Chiffres en % du poids à sec

2.14 Pouvoir calorifique (MJ/kg)

(a) Pouvoir calorifique brut (PCB)	Rafles de palmier		PCB	Coques de café		
	T.Mx. a/	T.H. b/		T.Mx.	MC	GCV
- Sans cendre; 0% T.H.	5,22	4,80	23,17	9,57	10,17	20,52
- Avec cendres; % T.H.			21,96			18,56
- Tel quel à réception			20,96			16,84
(b) Pouvoir calorifique net (PCN)			PCN			
- Sans cendre; 0% T.H.			21,64			19,03
- Avec cendres; % T.H.			20,51			17,21
- Tel quel à réception			19,46			15,41

a/ T.Mx = teneur en minéraux en % du poids à sec.

b/ T.H. = teneur en humidité en % du poids à sec.

	Température de déformation b/	Température de formation d'une hémisphère b/	Température d'écoulement b/
(a) <u>Sous oxygène</u>			
Rafles de palmier			
ordinaires	1055	1060	1065
en briquettes	1025	1080	1130
Coques de café			
ordinaires	1050	1080	1100
en briquettes	1020	1080	1145
(b) <u>Sous azote</u>			
Rafles de palmier			
ordinaires	940	1020	1115
en briquettes.	945	1000	1100
Coques de café			
ordinaires	1000	1080	1120
en briquettes	930	960	1090

a/ Selon la norme NBN M02 - 008.

b/ Températures en °C.

2.15 Observations diverses

Selon le contrat, les matières premières restantes suivantes ont été envoyées au professeur Stassen (Technische Hogeschool Twente).

-	Rafles de palmier: briquettes	20,35 kg
	résidus	7,45 kg
-	Coques de café: briquettes	90,25 kg
	résidus	75,65 kg

D'autres restes, soit 207 kg de coques de café séchées et 95 kg de rafles de palmier séchées et broyées se trouvent encore en France (Sermie).

Commentaires

I. Coques de café

A. Matières premières

1. Les matières premières reçues avaient une teneur en humidité faible (11,5 %) et n'étaient pas endommagées par des moisissures.
2. La teneur en minéraux est élevée (entre 7 et 9 %) en raison de la présence de matières étrangères (pierres, sable). D'après notre expérience, la teneur intracellulaire en minéraux doit être inférieure à 5 %.
3. La granulométrie des matières premières telles qu'elles ont été reçues était favorable à une densification directe.

B. Densification

4. La presse à vis conique et la presse à piston (Sermie-France) ne sont pas capables de produire des briquettes avec les coques de café. La presse à vis avec fourreau chauffant (C.R.A.Gx) produit des briquettes de qualité acceptable.
5. Le niveau de production (150 kg/h) est moindre que pour la matière première standard (particules de sapin) avec laquelle la production atteint 300 kg/h.
6. L'énergie nécessaire à la densification est un peu plus importante (115 Wh/kg au lieu de 100 Wh/kg pour le sapin).
7. La quantité de coques (175 kg) est trop faible pour rechercher quelles sont les conditions optimum de fonctionnement (adaptation de la vis, réglage de la température du fourreau).

C. Qualité des briquettes et possibilités d'utilisation

8. Le comportement des briquettes par temps très humide n'est pas très bon mais leur résistance à l'eau est suffisamment bonne pour pouvoir les utiliser dans les conditions standard.
9. L'allongement en cours de combustion est lent ce qui montre que les briquettes paraissent pouvoir être utilisées à la place de charbon de bois.
10. Les briquettes sont très friables, probablement parce que les conditions de fabrication n'étaient pas optimisées.
11. L'utilisation des briquettes comme combustible pour la production de gaz sera essayée à Twente. La forte teneur en minéraux risque d'être un facteur limitatif.

D. Economie

12. Les coques de café paraissent être une matière première très économique pour la densification (pas besoin de ramassage, ni de broyage, ni ou très peu, de séchage). L'énergie nécessaire à la densification est du même ordre que pour la matière première standard et elle peut se faire avec une presse simple et bon marché. Des expériences supplémentaires sont nécessaires pour optimiser les paramètres de fabrication (consommation d'énergie, production horaire...) et pour évaluer le coût d'entretien du matériel, (fortement lié à la teneur en minéraux).

II. Rafles de palmier

A. Matières premières

13. Les rafles de palmier, telles qu'elles ont été reçues, étaient très humides (191%) et très difficiles à sécher. En outre, elles portaient encore des fruits.
14. Les rafles ne peuvent pas être réduites à la dimension requise en une seule opération. Il est d'abord nécessaire de les découper à l'aide d'une machine à disques. Leur teneur en humidité étant très élevée, les rafles découpées doivent être séchées pour ramener la teneur en humidité à 20%, avant de les faire passer dans un broyeur à marteau (sinon le tamis du broyeur est immédiatement colmaté). Comme il y avait encore beaucoup de fruits, il a été difficile d'obtenir des bonnes particules. Seulement 160 kg à 3% de teneur en humidité ont pu être obtenus.

B. Densification

15. La presse à vis conique n'a pas pu être essayée en raison de la trop faible quantité de matières premières. La presse à piston (Sermie - France) ne peut pas fabriquer de briquettes. Les essais ont été conduits seulement avec 39 kg de particules de rafles, dans une presse à fourreau chauffant.
16. La production horaire est très basse (38 kg/h au lieu de 300 kg/h pour la matière première standard) et la consommation d'énergie est très élevée (314 Wh/h/kg au lieu de 100 Wh/h/kg pour la matière première standard).
17. L'huile résiduelle des particules semble être la cause principale des problèmes de densification (inflammation, fumée noire, conditions de fonctionnement, etc.).

C. Qualité des briquettes et possibilités d'utilisation

18. La qualité des briquettes est très élevée:
 - Faible teneur en humidité
 - Très forte résistance à l'eau (immersion et air humide)
 - Peu friables
 - Teneur moyenne en minéraux
 - Haut pouvoir calorifiqueCe type de briquette peut servir à tous les usages (remplacement du bois et du charbon de bois, foyer ouvert ou fermé, gazéification, etc.).
La très haute qualité des briquettes est due au fait qu'elles sont imprégnées d'huile (pendant les opérations de densification, on a récupéré plus de trois litres d'huile!)

D. Economie

19. D'un point de vue économique, les rafles de palmier semblent devoir être considérées comme une mauvaise matière première pour les raisons suivantes :
 - Elles sont difficiles à broyer et nécessitent une préparation en deux étapes;
 - Elles sont difficiles à sécher; il faut utiliser un appareil de séchage artificiel à haute capacité;
 - Les fruits restants jouent un rôle important.Dans les conditions des essais, les paramètres obtenus (production horaire; consommation d'énergie) ont été très mauvais.

4. Conclusions

Coques de café. La matière première semble suffisamment bonne pour faire des briquettes à l'aide d'une presse à vis à fourreau chauffant mais il faut des essais complémentaires pour optimiser les paramètres de densification et, peut-être, pour augmenter la qualité moyenne des briquettes. En outre, la matière première doit être protégée pour éviter le mélange avec des matières minérales étrangères (pierres, sable, etc.).

Rafles de palmier. Il est très difficile de transformer cette matière première en particules utilisables. Les échantillons comportaient beaucoup de fruits et n'ont pas permis de procéder aux essais de densification dans des conditions standard. En outre, la qualité des briquettes dépend fortement de la teneur en huile. Si d'autres essais doivent être faits, les rafles devront être complètement débarrassées de leurs fruits.

Appendices

	<u>Page</u>
A - Analyse des matières premières.....	15
B - Analyse des produits densifiés.....	36
C - Changements dimensionnels pendant la combustion.....	49

Appendice A

Analyse des matières premières

A.1 Détermination de la taille des particules

But. Par passage dans différents tamis, déterminer la dimension des particules des fractions retenues par chaque tamis et mesurer leur poids, ainsi que la taille des éléments constitutifs.

Méthode

- Déterminer le poids d'une certaine quantité de matière préalablement stabilisée à 20°C et à 65 % d'humidité relative puis passer au tamis.
- Déterminer le poids de chacune des fractions retenues dans les tamis de différentes tailles.
- Convertir les poids de chacune des fractions en pourcentage du poids total.
- Pour chacune des fractions, mesurer les dimensions des éléments constitutifs de façon à en déduire les dimensions moyennes pondérées de la matière (le résidu, c'est-à-dire la fraction passant à travers le tamis le plus fin, fait partie intégrante du total).
- Conduire cette analyse sur trois échantillons au moins.

Appareillage

- Une série de tamis dont les mailles conviennent au type de matière à analyser et aux dimensions des éléments constitutifs.
- Un vibreur à moteur.
- Une balance.
- Les instruments nécessaires pour mesurer la longueur.

Résultats

Pour chaque fraction analysée, les résultats sont exprimés de la façon suivante:

(a) Le pourcentage F est donné par la formule:

$$F1 = \frac{MF1}{MT} \times 100 \quad (a)$$

dans laquelle MF1 = poids de la première fraction
MT = poids total de toutes les fractions

Les résultats sont exprimés avec trois chiffres significatifs.

(b) Les dimensions moyennes pondérées sont données par la formule:

$$D = \frac{D1 \times F1 + D2 \times F2 + \dots + Dn \times Fn}{(F1 + F2 + \dots + Fn)}$$

dans laquelle:

D1, ..., Dn = dimension moyenne des éléments constitutifs de la fraction 1, ..., n (largeur, longueur, épaisseur, diamètre, ...)

F1, ..., Fn = pourcentage de chaque fraction, déterminée suivant la formule (a) ci-dessus).

L'unité de mesure choisie doit correspondre aux dimensions à mesurer et les mesures sont données avec au moins deux chiffres significatifs.

Série de tamis à mailles carrées DIN 4188

Insert Fig. I.1

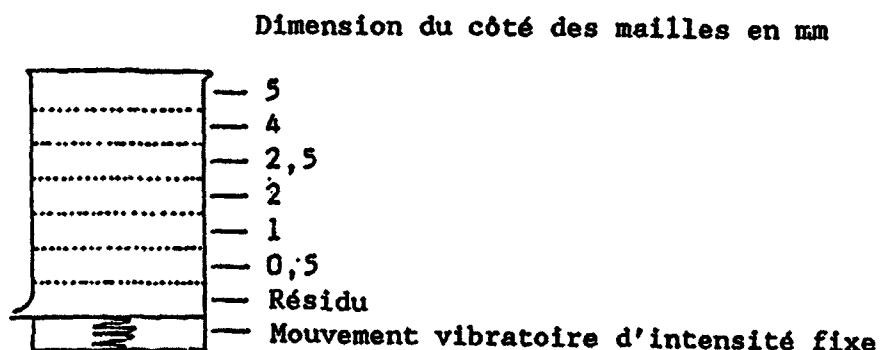


Fig. I.1

Pour les matières premières ayant des particules de plus grande taille, on a utilisé une série de tamis de 50 cm de côté, conformes à la norme DIN 4188, et dont les tailles des mailles carrées allaient de 100 à 10 mm (par exemple : 100, 80, 65, 50, 40, 30, 20 et 10 mm).

Pour les matières premières ayant des particules de plus grande taille, on a utilisé une série de tamis de 50 cm de côté, conformes à la norme DIN 4188, et dont les tailles des mailles carrées allaient de 100 à 10 mm (par exemple: 100, 80, 65, 50, 40, 30, 20 et 10 mm).

A.2. Densité en vrac

La densité, c'est-à-dire le rapport entre le poids et le volume peut exprimer différentes choses : par exemple, la densité de l'ensemble des parties constitutives, d'une seule des parties constitutives ou d'un groupe de parties constitutives. C'est cette dernière qui nous intéresse dans la pratique pour les matières ligneuses finement broyées.

But

Déterminer le poids et le volume d'un groupe d'éléments constitutifs ligneux.

Méthode

- L'échantillon est prélevé dans de la matière stabilisée à 20° et à 65 % d'humidité relative.
- Après homogénéisation, prendre une quantité suffisante de matière pour remplir un cube de 50 x 50 x 50 centimètres, sans tasser la matière.
- Mesurer le poids de l'échantillon.
- Soumettre le cube à des vibrations de 50 Hz pendant 10 minutes.
- Déterminer le volume de la matière (voir figure I.2)

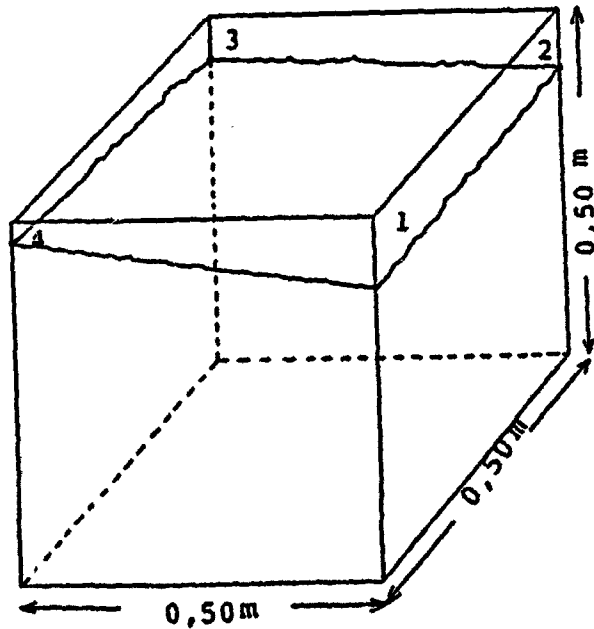


Fig. I.2

Appareillage

- Une balance de précision.
- Un cube de 50 x 50 x 50 cm (dimensions intérieures).
- Une table vibrante (50 Hz).
- Une règle graduée.

Résultats

Les résultats sont donnés par la formule suivante:

$$D.V. = \frac{M}{V} \text{ kg/m}^3$$

Dans laquelle D.V. = densité en vrac

M = poids de l'échantillon en kilogrammes

V = volume occupé dans le cube, en mètres cubes.

Le volume est déterminé par la formule suivante:

$$V = \frac{(1) + (2) + (3) + (4)}{4} \times 0,5 \times 0,5 \text{ m}^3$$

Dans laquelle (1), (2), (3), (4) représentent la hauteur en mètres de la matière aux 4 coins du cube, comme le montre la figure I.2.

Remarques

L'analyse des paramètres relatifs à la détermination de la densité en vrac est donnée à l'Appendice 1.

A.3 Teneur en humidité

But

Mesurer la différence de poids entre une quantité déterminée de matière dans des conditions données, et la même quantité de matière à l'état anhydre.

Méthode

- Déterminer par pesée le poids de la matière humide.
- Chauffer l'échantillon dans un four jusqu'à ce que son poids devienne constant, c'est-à-dire jusqu'à ce que 2 pesées successives faites à 24 h d'intervalle ne donnent pas une différence supérieure à 0,1 %.
- Détermination du poids anhydre (M0) par pesée, après refroidissement de l'échantillon dans un dessiccateur.
- L'ensemble des opérations est répété trois fois.

Appareillage

- Une balance de précision.
- Un four avec ventilation, dans lequel la température est maintenue à $103 \pm 2^\circ \text{C}$.
- Un dessiccateur (contenant du chlorure de calcium ou du silicagel) pour assurer le refroidissement sans absorption d'humidité.

Résultats

La teneur en humidité est exprimée en pourcentage.

(1) Le poids anhydre est donné par la formule:

$$X = \frac{MH - M0}{M0} \times 100\%$$

Ou

(2) Le poids humide est donné par la formule:

$$H = \frac{MH - MO}{MH} \times 100\%$$

Dans laquelle: MH = le poids de l'échantillon à l'état humide
et MO = le poids de l'échantillon à l'état anhydre.

Les poids sont exprimés en grammes, avec un chiffre significatif.

La teneur en humidité doit être détaillée, ainsi que la durée d'exposition.

A.4 Détermination de la teneur en minéraux

Méthodes

- Prélever un échantillon de matière et le peser pour les besoins de l'analyse, puis placer l'échantillon dans un creuset.
- Déterminer le poids anhydre de l'échantillon (MO) par la méthode décrite au paragraphe A.3.
- Calciner l'échantillon à 850° C pendant une durée suffisante pour éliminer complètement les matières organiques.
- Après 4 ou 5 heures de calcination, retirer le creuset du four. Laisser l'échantillon refroidir dans un dessiccateur et le peser.
- Remettre l'échantillon dans le four à 850° C pendant une heure et répéter l'opération jusqu'à ce que le poids reste constant. Le poids est considéré comme constant après 2 pesées, séparées d'au moins une heure, et ne différant pas de plus de 0,01%.

Appareillage

- Balance d'analyse.
- Four permettant de maintenir une température de 850 °C.
- Creuset.

Résultats

La teneur en minéraux anhydres peut être exprimée comme le pourcentage du poids total anhydre, à l'aide de la formule suivante:

$$\text{Teneur en minéraux (T.Mx)} = \frac{\text{MM} \times 100}{\text{M0}}, \%$$

Dans laquelle MM = poids anhydre des minéraux contenus dans l'échantillon

M0 = poids initial anhydre de l'échantillon.

Les résultats sont donnés avec un chiffre après la décimale.

Remarques

1. Pour obtenir un résultat représentatif de la matière première dans son ensemble, il est nécessaire de procéder à plusieurs déterminations de la teneur en minéraux.
2. La teneur en minéraux peut être influencée par la façon dont la matière première a été ramassée et stockée, ainsi que par les manipulations et transports auxquels elle a été soumise. En fait, il faut faire la distinction entre deux types de minéraux:
 - (a) Les minéraux intracellulaires qui sont une caractéristique spécifique de la matière première;
 - (b) Les substances minérales étrangères provenant des manipulations, du ramassage et du stockage (sable, terre, etc.);
 - (c) Pour déterminer la teneur en minéraux de la matière première elle-même, il faut la laver pour la débarrasser des substances minérales étrangères et ne conserver que les tissus végétaux.

A.5 Analyse élémentaire

But

Déterminer la teneur en carbone, hydrogène, azote et oxygène des substances ligno-cellulosiques à l'état anhydre.

Méthode

L'analyse des éléments constitutifs se fait sur la matière anhydre, complètement réduite en poudre dont les particules ont moins de 250 microns. Un poids connu de matière est alors soumis à une combustion

complète à une température proche de 1000 °C, avec injection d'une quantité connue d'oxygène pur.

Les produits résultant de l'oxydation sont CO₂, H₂O et N_xO_y.

En faisant passer ce mélange de produits résultants dans un fourneau catalytique contenant du cuivre, les oxydes d'azote sont réduits en azote moléculaire à 850 °C.

Par combustion catalytique sur du charbon de bois activé à l'argent, à 1000 °C, l'oxygène se combine avec le carbone pour former du CO.

Les gaz sont séparés par chromatographie gazeuse ou par une autre méthode appropriée (par exemple par spectrométrie infra-rouge).

La comparaison avec un échantillon standard permet alors de déterminer les teneurs relatives en carbone, hydrogène, azote et oxygène.

Résultats

Les teneurs en C, H₂, N₂, O₂ et en minéraux sont exprimées en pourcentage du poids de la matière anhydre.

A.6. Détermination des substances extraites par solvants organiques

(a) Extraction à l'éther diéthylique (conformément à la norme TAPPI T 5 m-59)

But

L'extraction à l'aide d'éther diéthylique chimiquement pur (C₂H₅OC₂H₅) est un moyen de doser les huiles, les graisses, les acides gras et résineux, les phytostérols, les cires et les hydrocarbures non volatils.

Méthode

- Prélever un échantillon homogène de 5 g de matière (pesée avec une précision de 0,01 %), déterminer son poids anhydre (M₀) et placer l'échantillon dans une cartouche-filtre.
- Placer la cartouche dans l'appareil.
- Déterminer, par la méthode du séchage jusqu'à poids constant, le poids anhydre du contenu du creuset (M_C).
- Avec 30 ml d'éther diéthylique, procéder à l'extraction dans un appareil SOXHLET, d'abord avec la cartouche immergée pendant 25 mn, puis avec la cartouche relevée pendant 95 mn.
- Sécher le creuset et les extraits de façon à obtenir le poids constant (M_T).
- Répéter trois fois l'ensemble des opérations.

Appareil

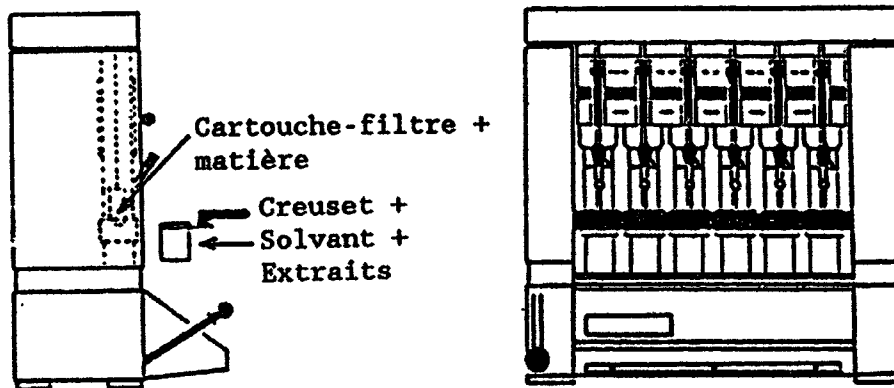


Figure I.4

Résultats

- Calculer le poids anhydre des extraits à l'aide de la formule suivante:

$$ME = MT - MC$$

Dans laquelle ME = poids anhydre des extraits
MT = poids anhydre total (creuset + extraits)
MC = poids anhydre du creuset.

- Exprimer le poids anhydre des extraits en pourcentage du poids anhydre de la matière à l'aide de la formule suivante :

$$E = \frac{ME}{MO} \times 100, \%$$

Les résultats des trois expériences, ainsi que les résultats moyens, doivent être exprimés avec deux chiffres après la décimale.

(b) Extractions à l'alcool/benzène (conformément à la norme TAPPI T 6M-59)

But

L'extraction à l'aide d'un mélange de deux parties égales en volume d'alcool éthylique à 95% (C₂H₅OH) et de benzène chimiquement pur (C₆H₆) sert à doser les tanins, certaines teintures et produits hydrolysables et certaines graisses, huiles et cires insolubles dans l'éther diéthylique.

Méthode

L'extraction à l'alcool/benzène se fait sur des échantillons préalablement traités à l'éther diéthylique (voir "Extraction à l'éther", au para. A.6.a plus haut).

Résultats

(Voir le paragraphe A.6.a)

Appareillage

(Voir le paragraphe A.6.a)

A.7 Détermination de la teneur en lignine sulfurique

But

Déterminer la teneur en lignine sulfurique en mesurant le résidu de l'extraction à l'acide sulfurique (en accord avec la norme TAPPI T 13 m-54).

Méthode

- Prélever un échantillon d'un gramme (à 2 dixièmes de mg près) de poudre anhydre extraite par solvants organiques et déterminer le poids anhydre initial correspondant.
- L'échantillon à analyser doit être attaqué pendant deux heures, à une température de 18 à 20 °C, par 15 ml d'acide sulfurique à 72% (en poids).
- La concentration de l'acide doit être ramenée entre 3 et 5% par addition d'eau chaude. La solution toute entière est alors versée dans un récipient permettant une ébullition à reflux pendant 4 heures.
- Le fond de l'appareil comporte un creuset filtrant (diamètre des pores = 10 à 16 microns). Le creuset a été précédemment soumis à une calcination à 500 ± 20 °C et refroidi dans un dessiccateur afin de déterminer son poids anhydre (MC).
- La lignine sulfurique est filtrée et lavée jusqu'à ce qu'elle devienne neutre et le creuset contenant la lignine est séché jusqu'à ce que son poids reste constant (M1); il est alors calciné à 500 ± 20 °C de façon à déterminer le poids des substances minérales insolubles (M2 = substances minérales anhydres + creuset).

Résultats

- .. Le pourcentage des substances minérales insolubles dans l'acide sulfurique s'obtient à l'aide de la formule suivante:

$$\% \text{ MM} = \frac{\text{M2} - \text{MC}}{\text{M0}} \times 100$$

Dans laquelle M2 = poids anhydre du creuset contenant les substances minérales

MC = poids anhydre du creuset

M0 = poids anhydre de la matière utilisée.

- La teneur en lignine, après soustraction des cendres, s'obtient en pourcentage de la substance anhydre initiale, à l'aide de la formule suivante:

$$\% L = \frac{M1 - M2}{M0} \times 100$$

Dans laquelle M1 = poids anhydre du creuset contenant la lignine

M2 = poids anhydre du creuset contenant les
substances minérales correspondantes

M0 = poids de la matière anhydre initiale.

Appareillage

- Flacon de Berlin pour attaque à froid.
- Creuset filtrant (diamètre des pores = 10 à 16 microns).
- Appareil semi-automatique pour ébullition à reflux, filtrage, lavage et pré-séchage.
- Balance d'analyse.
- Four.

A.8. Détermination de la teneur en pentosanes

Principe

La méthode de titrage utilisée est la méthode WILSON et LAUMER. Le principe est basé sur la conversion par l'acide chlorydrique des pentosanes en furfural et sur la fixation (à 0 °C) d'une molécule de brome sur une molécule de furfural.

Méthode

- Prélever un échantillon de matière d'environ 2 g (à 0,1 mg près) et déterminer son poids anhydre (M0).
- L'échantillon est alors distillé dans un appareil KULLEREN et TYDEN à l'aide de 100 ml d'acide chlorydrique 3,5 N, avec compensation du distillat par de l'acide frais tous les 25 ml jusqu'à obtention de 300 ml de distillat.
- Après refroidissement à 0 °C (avec de la glace pilée), le distillat réagit pendant 10 mn avec 20 ml de solution de brome 0,2 N et de bromate de potassium.

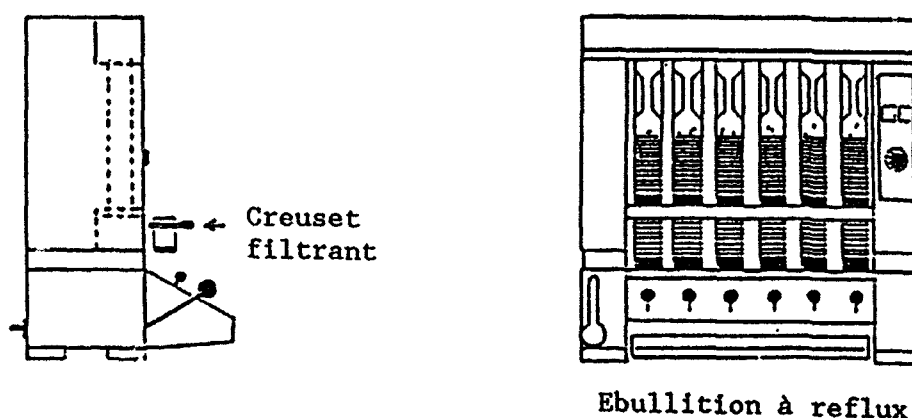


Figure I.5

- On ajoute alors 10 ml de solution à 10% d'iodure de potassium et, après quelques minutes, l'iode libérée est titrée à l'aide d'une solution 0,1 N de thiosulphate de sodium.
- Une détermination d'essai est conduite avec 270 ml d'acide chlorydrique 3,5 N.

Résultats

La teneur en pentosanes s'obtient en pourcentage de la matière anhydre, à l'aide de la formule suivante:

$$P = \frac{100 \times 0,048 \times N (V2 - V)}{0,727 \times 0,88} - 1\%$$

M0

Dans laquelle:

- 0,048 = poids du furfural correspondant à 1 cm³ de Na₂S₂O₃.
- 0,727 = facteur de conversion théorique des pentosanes en furfural.
- 0,88 = facteur de conversion empirique des pentosanes en furfural.
- 1% = facteur de correction pour tenir compte de l'hydroxyméthyle-furfural formé à partir de la cellulose.
- V2 = volume du thiosulphate pour l'analyse.
- V = volume du thiosulphate pour l'essai.
- M0 = poids anhydre de la matière
- N = solution normale de thiosulphate.

Appareillage

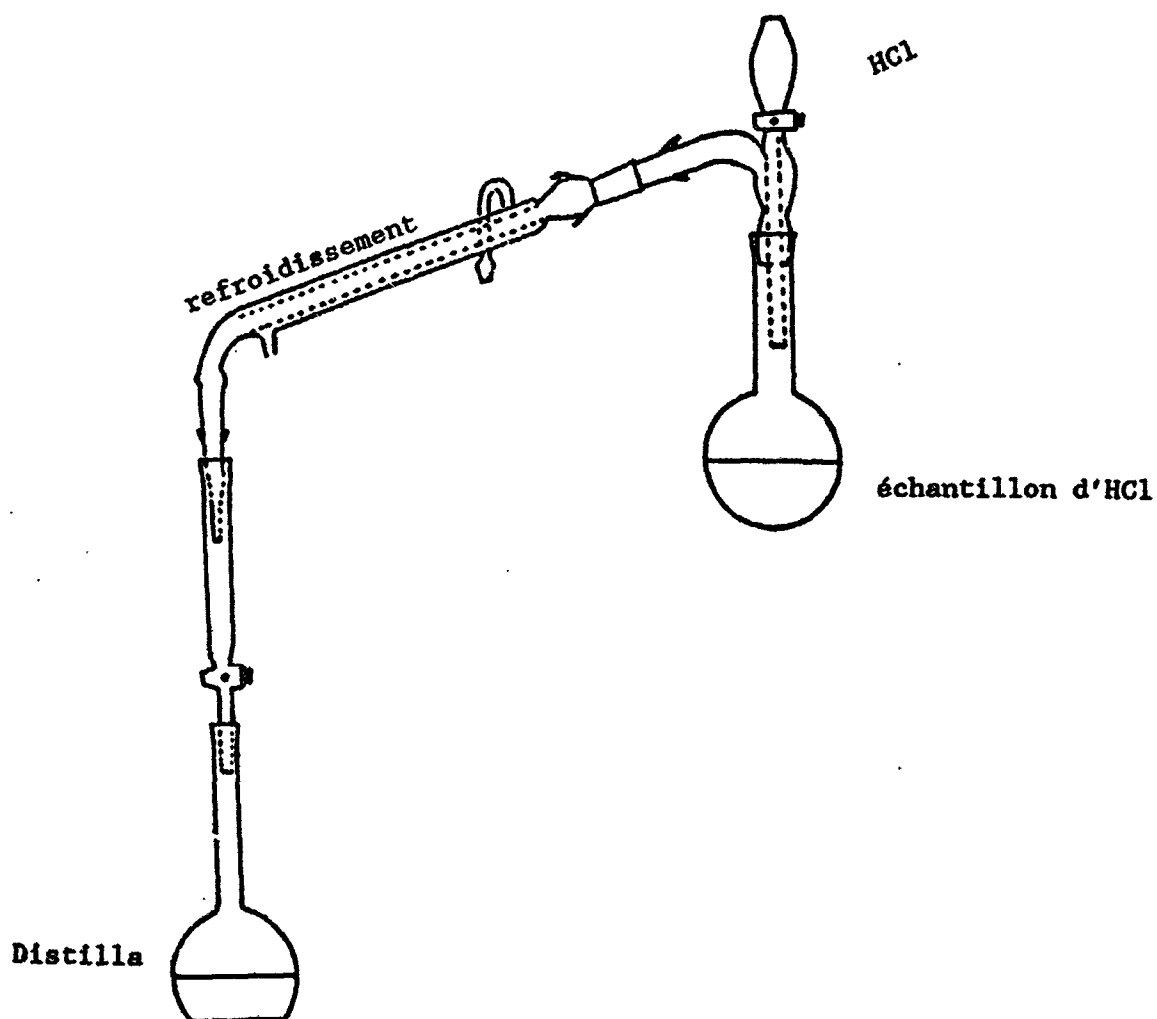


Figure I.6 - Figure montrant un appareil de distillation KULLEREN et TYDEN

A.9. Détermination de la teneur en cellulose

La teneur en cellulose peut être estimée en prenant la différence entre le poids total de la substance anhydre et le total des pourcentages des divers extraits, à l'aide de la formule suivante:

$$\% \text{ CELL} = 100 \% - \% \text{ MM} - \% \text{ Ee} - \% \text{ Eab} - \% \text{ L} - \% \text{ P}$$

Dans laquelle:

100	=	poids anhydre
% CELL	=	cellulose, exprimée en % du poids anhydre
% MM	=	substances minérales (insolubles dans l'acide sulfurique)
% Ee	=	extraits par l'éther diéthylique
% Eab	=	extraits par l'alcool/benzène
% L	=	lignine sulfurique
% P	=	pentosanes

Il existe plusieurs méthodes gravimétriques permettant de déterminer la teneur en cellulose. Les principales sont:

- La méthode NORMAN-JENKINS (avec du chlore naissant)
- La méthode CROSS-BEVAN (avec du chlore gazeux)
- La méthode KURSCHNER-HOFFER (avec de l'alcool nitrique)

Exemple: analyse des éléments constitutifs principaux de la jacinthe

(a) Détermination de la teneur en humidité

M_h	M_o	M_o	M_o	Teneur en humidité	
	+			% de M_h a/	
Matière	Réipient	Réipient	Matière		
a/	b/	c/	d/	x	
1,7552	29,8267	28,3112	1,5155	13,66	
1,6677	30,9300	29,4732	1,4568	12,65	
1,6591	29,9347	28,4691	1,4656	13,20	13,17

a/ Poids humide de la matière en grammes.

b/ Poids anhydre de la matière et du réipient, en grammes.

c/ Poids anhydre du réipient, en grammes.

d/ Poids anhydre de la matière, en grammes.

(b) Détermination des extraits obtenus avec l'éther diéthylique

M_h	M_o	M_o	M_o	M_o	Extraits en	
Matière	Matière	Creuset	Creuset + extraits	Extraits	% x	
a/	b/	c/	d/	e/	f/	x
3,1563	2,7414	26,7340	26,7529	0,0185	0,69	
3,3232	2,8862	26,1082	26,1293	0,0211	0,73	
3,4653	3,0096	25,9702	25,9913	0,0211	0,70	0,71

a/ Poids humide de la matière de l'échantillon, en grammes.

b/ Poids anhydre de la matière de l'échantillon, en grammes.

$$M_o = \frac{(100 - \% H_2O) M_h}{100}$$

c/ Poids anhydre du creuset, en grammes.

d/ Poids anhydre du creuset contenant les extraits, en grammes.

e/ Poids anhydre des extraits, en grammes.

f/ Pourcentage d'extraits calculé par rapport au poids anhydre de l'échantillon (2).

(c) Détermination des extraits obtenus à l'aide de l'alcool-benzène

M ₀ Matière	M ₀ Creuset	M ₀ Creuset + extraits	M ₀ Extraits	Extraits en %	
a/	b/	c/	d/	e/	x
2,7414	25,3608	25,5234	0,1626	5,93	
2,8862	25,2401	25,4270	0,1869	6,48	
3,0096	25,3050	25,4941	0,1891	6,28	6,23

- a/ Poids anhydre de la matière, en grammes (l'échantillon est le même que pour les extraits obtenus avec l'éther diéthylique).
b/ Poids anhydre du creuset, en grammes.
c/ Poids anhydre du creuset contenant les extraits, en grammes.
d/ Poids anhydre des extraits, en grammes.
e/ Pourcentage d'extraits, calculé par rapport au poids anhydre de l'échantillon (1).

(d) Détermination de la lignine sulfurique

M ₀ Matière	M ₀ non extraite	M ₀ Creuset	M ₀ Creuset + lignine+m.m	M ₀ Creuset + m.m	M ₀ Lignine	M ₀ Substances minérales	Lignine en %		Substances minérales en %	
a/	b/	c/	d/	e/	f/	g/	h/	x	i/	x
1871	0,9533	30,7291	30,8765	30,7536	0,1229	0,0245	12,89		2,57	
1566	0,9205	29,8481	29,9864	29,8693	0,1171	0,0212	12,72		2,30	
1348	0,7896	30,7389	30,8610	30,7594	0,1016	0,0205	12,87	12,83	2,60	2,49

Poids anhydre de la matière extraite à l'aide de solvants organiques (éther diéthylique et alcool/benzène), en grammes.

Poids anhydre initial correspondant à (1), en grammes

Poids anhydre initial =

poids anhydre de l'extrait x $\frac{100}{100 - \% \text{ extraits E.} - \% \text{ extraits Alc.Benz.}}$

Poids anhydre du creuset (après calcination, en grammes).

Poids anhydre du creuset contenant la lignine (avant calcination, en grammes).

Poids anhydre du creuset contenant les substances minérales obtenues par calcination de la lignine, en grammes.

Poids anhydre de la lignine après soustraction des substances minérales, en grammes [(6) = (4) - (5)].

Poids anhydre des substances minérales, en grammes [(7) = (5) - (3)].

Pourcentage de lignine, exprimé par rapport au poids anhydre initial.

Pourcentage de substances minérales exprimé par rapport au poids anhydre initial.

A.10. Détermination de la valeur calorifique haute

But

Déterminer la quantité de chaleur libérée par la combustion complète à volume constant d'une unité de matière dans un calorimètre adiabatique. La vapeur d'eau contenue dans les gaz de combustion se condensant complètement, le résultat obtenu est défini comme étant la valeur calorifique haute (VCH) de la matière.

Cette méthode est une adaptation de la norme ISO 1923-1976 (E) "détermination du pouvoir calorifique brut par la méthode du calorimètre à bombe et calcul du pouvoir calorifique net" des combustibles minéraux solides.

Méthode

Un gramme de matière, pesé avec précision (à 0,1 mg près) et dont la teneur en humidité et la teneur en minéraux ont été déterminées (selon la méthode décrite au paragraphe A.4) est brûlé à volume constant, en présence d'oxygène sous pression, dans une bombe installée à l'intérieur d'un calorimètre parfaitement isolé de façon à conduire l'expérience dans des conditions adiabatiques. L'augmentation de température est alors directement proportionnelle à la quantité de chaleur libérée.

La "valeur calorifique basse" (VCB) est calculée à partir de la VCH par soustraction de la chaleur utilisée pour la vaporisation de l'eau contenue dans l'échantillon ou formée par oxydation de l'hydrogène présent dans la matière anhydre.

Appareillage

- Un calorimètre adiabatique.

Principe de la mesure calorimétrique (voir la figure)

La température de l'enveloppe extérieure (2) est constamment maintenue égale à celle de l'enveloppe intérieure (1). Deux capteurs à résistance de platine (3) et (4) servent à comparer les températures et à régler la température de l'enveloppe extérieure de la manière suivante : pendant que l'expérience est en cours, la température monte dans l'enveloppe intérieure (1) et un régulateur met en circuit une résistance de chauffage (5) qui se trouve dans une chambre de conditionnement de la température; une pompe (7) fait circuler une petite quantité d'eau entre l'enveloppe extérieure et la chambre; le refroidissement est assuré par circulation d'eau froide (6).

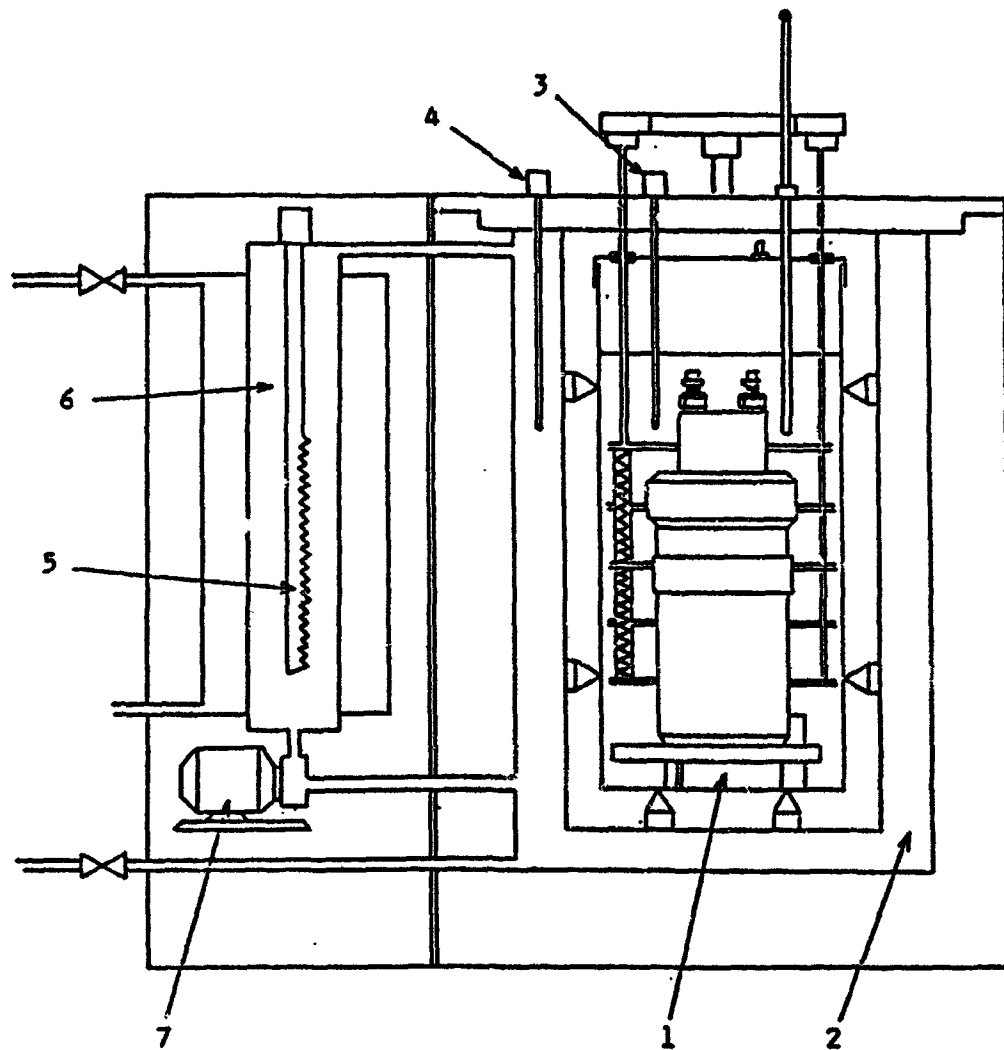


Figure I.7 - Calorimètre adiabatique

Légende :

1. Enveloppe intérieure
2. Enveloppe extérieure
3. Capteur de température
4. Capteur de température
5. Résistance de chauffage
6. Chambre de conditionnement de la température
7. Pompe

Résultats

Les valeurs calorifiques sont exprimées en mégajoules par kilogramme (MJ/kg).

La valeur calorifique haute à volume constant s'obtient, dans le cas du calorimètre adiabatique, par la formule:

$$VCH = \frac{E (t_2 - t_1) - (a + b)}{1000 \times M}$$

Dans laquelle:

- VCH = Valeur calorifique haute en MJ/kg
- E = Capacité thermique du calorimètre, en joules par degrés
Calvines
- T1 = Température initiale en °C
- T2 = Température finale en °C
- a = Correction due à la formation d'acides, en joules
- b = Correction due à l'introduction de sources de chaleur
extérieures, (fil de mise à feu, coton, etc.), en joules.
- M = Poids de l'échantillon, en grammes.

La valeur calorifique basse à volume constant (VCB en MJ/kg) se calcule à l'aide de la formule générale suivante:

$$VCB = (VCH - 205,96 [H] \times 10^{-3}) \frac{100 - [H_2O]_x}{100 - [H_2O]_{-}} - 23,05 [H_2O]_x \times 10^{-3}$$

Dans laquelle:

- VCB = Valeur calorifique basse
- VCH = Valeur calorifique haute
- [H] = Pourcentage total d'hydrogène (hydrogène présent dans l'eau
d'hydratation plus hydrogène de la matière organique
anhydre)
- [H₂O] = Teneur en humidité de l'échantillon frais
- [H₂O]_x = Teneur en humidité à laquelle les valeurs calorifiques
doivent être déterminées.

Remarques

1. Cas spéciaux

- (a) Dans les conditions de l'essai $[H_2O]_x = [H_2O]$, la formule devient:

$$VCB = (VCH - 205,96 [H] \times 10^{-3}) - 23,05 [H_2O] \times 10^{-3}$$

- (b) Quand on désire connaître la valeur calorifique basse (VCB) par rapport à la matière anhydre $[H_2O]_x = 0$, cette VCB est alors définie par la formule suivante:

$$VCB = \frac{VCH - 205,96 [H] \times 10^{-3}}{100 - [H_2O]} \times 100$$

Appendice B

Analyse des produits densifiés

B.1 Densité

La densité des produits densifiés peut être déterminée à deux niveaux: soit avec les éléments densifiés en vrac, soit au niveau de l'élément comprimé lui-même.

B.2.1 Densité des éléments comprimés

La détermination de la densité se fait selon la méthode décrite au paragraphe A.2 de l'Appendice A.

Il convient de se rappeler que cette mesure doit être faite sur des produits préalablement stabilisés à 20 °C et 65 % d'humidité relative.

B.2.2 Densité sous forme comprimée

But

Compte tenu de la forme irrégulière des produits comprimés, la mesure des volumes doit se faire à l'aide de la méthode hydrostatique.

Méthode

- On mesure la poussée verticale à laquelle l'élément choisi comme échantillon est soumis quand il est immergé dans l'eau, ce qui donne le volume.
- Les matières hygroscopiques ont besoin d'être traitées préalablement pour éviter l'absorption d'eau.

Le traitement consiste à plonger l'échantillon dans un bain de paraffine chauffée à 110 °C. Après refroidissement, la paraffine recouvre l'échantillon d'une fine pellicule continue qui n'a pas d'effet notable sur le volume.

La méthode exige un appareil du type suivant:

La méthode exige un appareil du type suivant :

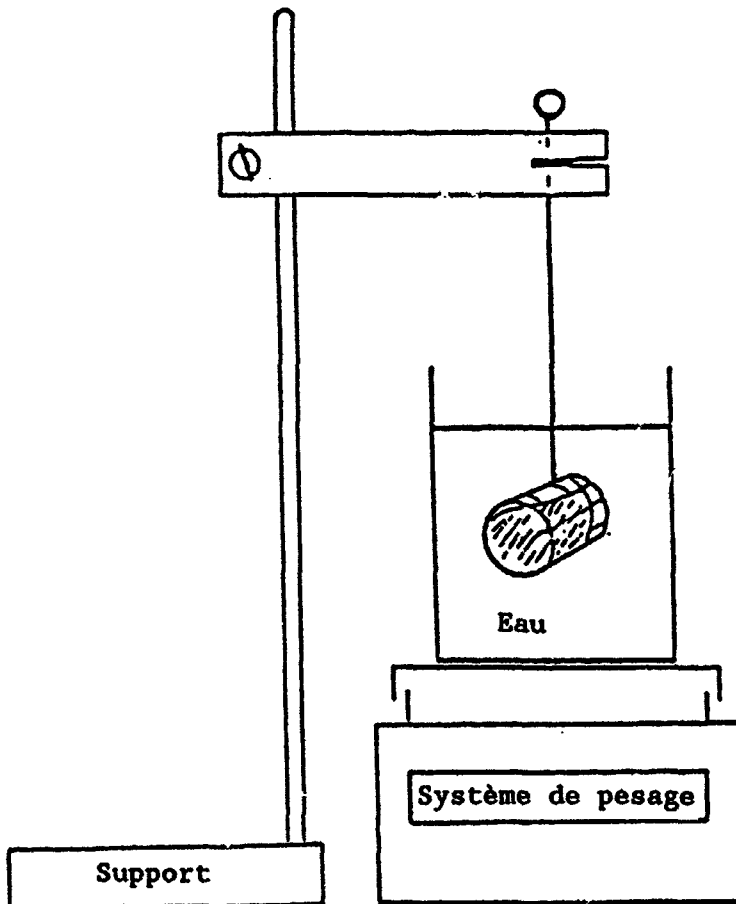


Figure I.8

- On pèse l'appareil vide avec la pince à ressort (destinée à tenir l'échantillon) immergée jusqu'à une marque déterminée sur le fil. On note le poids (MH1).
- On place l'échantillon dans les mâchoires de la pince puis on l'immerge jusqu'à la marque déterminée précédente. On note le poids (MH2).
- La différence entre les deux poids représente le volume d'eau déplacé qui correspond au volume de l'échantillon :

$$V = MH2 - MH1$$

Résultats

La densité est donnée par la formule suivante:

$$D = \frac{M}{V}$$

Dans laquelle D = densité en g/cm³,
M = poids de l'échantillon en grammes,
V = volume de l'échantillon, en cm³.

Remarques

Pour les petits échantillons, le poids s'exprime en grammes et le volume en cm³.

Pour les échantillons de plus grand volume, la densité est exprimée en kg/m³.

Exemple: Densité de l'épicéa: 450 kg/m³ ou 0.450 g/cm³.

B.2 Comportement en ambiance hygrothermique contrôlée

Stabilisation en ambiance hygrothermique contrôlée

Les matières lignocellulosiques sont hygroscopiques et leur poids et leur volume varient avec la température et l'humidité de l'air ambiant. Pour effectuer des essais comparatifs, il est donc essentiel d'établir des conditions de référence tenant compte de ces facteurs.

But

Exposer les matières à étudier à des conditions hygrothermiques contrôlées jusqu'à ce que leurs poids et leur dimensions se stabilisent. On admet que le poids est stabilisé quand deux pesées consécutives, séparées de 24 heures ne diffèrent pas de plus de 0,1%.

Méthode

- Placer certaines quantités des matières à étudier dans une chambre dans laquelle les conditions de température et d'hygrométrie sont maintenues constantes.
- Faire les pesées à 24 heures d'intervalle au moins.

Appareillage

- Une balance de précision
- Une chambre dans laquelle les changements de température sont maintenus inférieurs à 1 °C et les changements d'hygrométrie inférieurs à 5% d'humidité relative.

Résultats

Pour chaque paire de pesées, on obtient la différence de poids (M) en pourcentage du poids par rapport à la première pesée, à l'aide de la formule suivante:

$$\Delta M = \frac{M_{t2} - M_{t1}}{M_{t1}} \times 100$$

On regarde si $\Delta M < 0,1\%$: si c'est le cas, on suppose que $M_{t2} = ME$

M_{t1} = poids au temps $t1$

M_{t2} = poids au temps $t2$

ME = poids d'équilibre

$t2 = t1 + 24$ heures au moins

Remarques

1. Les conditions extérieures les plus souvent utilisées sont les suivantes:

Climat de référence:

20 °C et 65% d'humidité relative.
Les échantillons sont stabilisés dans ces conditions, avant les essais.

Climat sec:

20 °C et 35% d'humidité relative.
Ces conditions sont considérés comme étant représentatives d'un climat sec.

Climat humide:

20 °C et 85% d'humidité relative.
Environnement normalement humide.

20 °C et 95% d'humidité relative.
Environnement très humide.

Teneur en humidité d'équilibre

But

Déterminer la teneur en humidité d'équilibre, dans des conditions de température et d'hygrométrie déterminées, après stabilisation des échantillons.

Méthode

- Placer les échantillons dans la chambre.
- Vérifier régulièrement le changement de poids des échantillons jusqu'à stabilisation.
- Après stabilisation, déterminer la teneur en humidité selon la méthode donnée plus haut.
- Répéter l'expérience au moins cinq fois.

Appareillage

- Une balance de précision.
- Une chambre à ambiance contrôlée dans laquelle les changements de température sont inférieurs à 1 °C et les changements d'hygrométrie inférieurs à 5% d'humidité relative.
- Un four avec ventilation (voir la méthode à l'Appendice A, para. A.3).
- Un dessiccateur (voir la méthode à l'Appendice A, para. A.3).

Résultats

Les résultats s'expriment de la même manière que dans la méthode décrite à l'Appendice A, para. A.3.

Le temps d'exposition est donné dans le rapport sur les essais.

Variations dimensionnelles

Les changements de teneur en humidité dus à la nature hygroscopique des matières ligneuses entraînent des changements des dimensions qui peuvent avoir des conséquences très importantes selon les usages prévus pour les produits lignocellulosiques.

But

Déterminer les changements de longueur (allongement), de diamètre ou d'épaisseur (épaississement) des échantillons.

Méthode

- Placer l'échantillon, de poids et de dimensions connus et préalablement stabilisé à 20 °C et 65% d'humidité relative, dans la chambre.
- Mesurer le poids et les dimensions à intervalles réguliers afin de pouvoir tracer des courbes correspondant au changement de poids ou de dimension, en fonction de la durée d'exposition, jusqu'à ce qu'un état stabilisé soit atteint.
- Répéter ces opérations au moins 10 fois.

Appareillage

- Chambre avec système de contrôle de la température et de l'hygrométrie.
- Une balance de précision.
- Instruments de mesure des dimensions (longueur, diamètre ou épaisseur selon le cas).

Résultats

Les résultats sont exprimés en fonction des dimensions initiales (mesurées après stabilisation à 20 °C et 65% d'humidité relative), à l'aide de la formule générale suivante:

$$D = \frac{D1 - D0}{D0} \times 100$$

Dans laquelle: D = différence de dimension en % de la mesure initiale

D1 = dimension dans les conditions de l'essai

D0 = dimension de référence (mesures initiales)

Remarques

1. La méthode permet d'étudier non seulement les changements de dimension après stabilisation, mais aussi la vitesse des changements. En général, la mesure de la dilatation est intéressante mais c'est surtout la mesure de l'allongement qui est très utile pour évaluer la cohésion de la matière comprimée.
2. La succession des mesures dans le temps permet de tracer une courbe de la vitesse des changements jusqu'au moment de la stabilisation.

B.3 Essais d'immersion

But

Déterminer le comportement des produits comprimés dans l'eau, en mesurant les changements de dimension.

Cet essai est très utilisé pour les produits dérivés du bois. Il donne rapidement une idée de la résistance du produit à l'eau et fournit en outre une estimation générale de son comportement dans l'air humide. Pour les produits comprimés, la mesure essentielle est celle de la dilatation ou de l'allongement.

Méthode

L'appareil que nous suggérons permet de mesurer d'une manière continue l'allongement ou la dilatation de l'échantillon grâce au déplacement d'un palpeur (potentiomètre linéaire) relié à une table traceuse.

La mesure doit être continue en raison de la rapidité de réaction des produits.

Appareillage

Le schéma de l'appareil utilisé est donné ci-dessous.

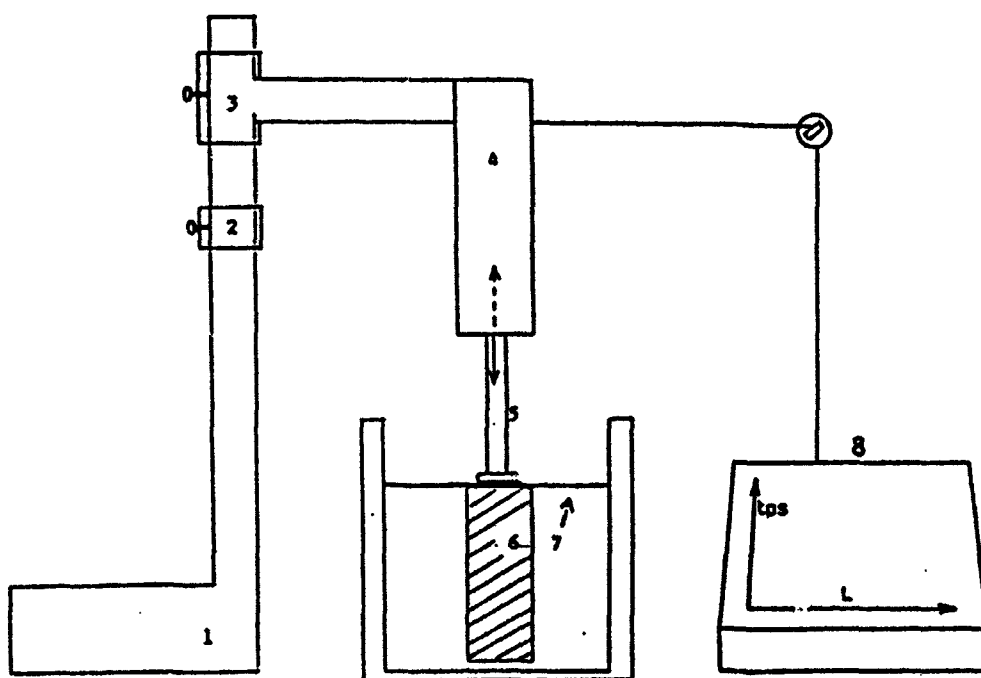


Figure 1.9 - Appareil de mesure de l'allongement ou de la dilatation des produits comprimés immergés

Légende :

1. Colonne de support
2. Butée
3. Coulisseau
4. Potentiomètre linéaire de 3000 ohms
5. Palpeur (course = 50 mm)
6. Echantillon
7. Niveau de l'eau
8. Table traceuse (différences de longueur en fonction du temps)

L'échantillon, préalablement formé ou découpé de façon à avoir deux côtés parallèles et une longueur égale au diamètre, est placée dans un récipient au fond duquel se trouve une grille. Le palpeur repose sur l'échantillon et l'appareil est mis au point zéro. On remplit le récipient d'eau jusqu'à ce que le niveau soit à la même hauteur que la partie supérieure de l'échantillon puis on maintient le niveau constant en rajoutant de l'eau au fur et à mesure du besoin. On observe alors le changement de dimension (allongement ou dilatation) jusqu'à ce que la réaction s'arrête ou que l'échantillon se désagrège.

Résultats

Les résultats se présentent sous la forme d'une courbe qui donne la différence de longueur en fonction du temps.

Quand on a plusieurs courbes obtenues à l'aide de plusieurs essais, on peut présenter les résultats sous forme de 4 paramètres mesurés sur les courbes :

- La durée d'inertie (a), en mn
- Le temps nécessaire pour obtenir l'allongement maximum (B), en mn
- L'allongement maximum en % de la valeur initiale (C)
- Le changement de longueur par unité de temps ($\frac{C}{B}$)

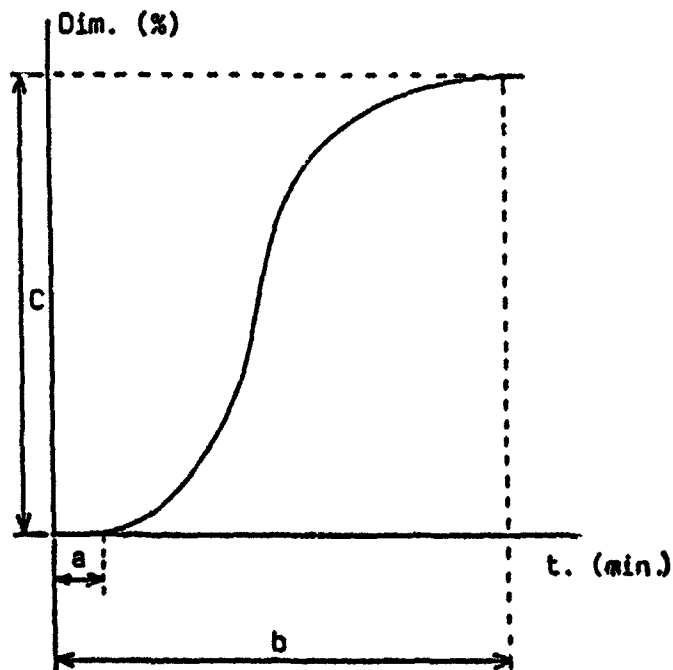


Figure I.10

Remarques

L'allongement et la dilatation varient dans de grandes proportions suivant le type de produits comprimés et la façon dont ils ont été comprimés. Il est donc nécessaire de mesurer les deux dimensions. On peut alors transformer les changements dimensionnels en changements de volume. Le changement de volume peut s'exprimer sous forme de pourcentage par rapport au volume initial ou de changement de volume par unité de temps.

Le nombre d'essais doit être choisi en fonction de l'hétérogénéité du produit mais, dans tous les cas, il faut au moins 5 essais.

B.4 Friabilité

Pendant la fabrication, le stockage et les manipulations, les produits comprimés sont soumis à des chocs qui entraînent une certaine désintégration des briquettes et l'apparition d'une certaine quantité de poussière ou de fines particules.

But

Déterminer le comportement des produits comprimés quand ils sont soumis à des chocs limités.

Méthode

- Stabiliser en environnement contrôlé (20 °C et 65% d'humidité relative par exemple ou autres conditions suivant le but recherché) une quantité donnée du produit sous forme d'éléments comprimés d'une longueur à peu près égale à leur diamètre.
- Prélever un échantillon ayant un volume en vrac d'environ 2 dm³ et le peser.

La façon de constituer l'échantillon dépend du diamètre des éléments constitutifs des éléments comprimés.

Si le diamètre est inférieur à 25 mm, l'échantillon est constitué à l'aide d'un récipient de 2 litres (20 x 10 x 10 cm).

Si le diamètre est supérieur à 25 mm, l'échantillon est pris au poids, en admettant que la densité en vrac est égale à environ la moitié de la densité de chaque élément.

- L'échantillon est placé dans un tambour comme il est montré sur le schéma.

- On fait tourner le tambour pendant 5 minutes à une vitesse de 21 tr/mn. Ensuite, l'échantillon est criblé sur un tamis dont les mailles sont égales aux $2/3$ du diamètre des éléments constitutifs du produit comprimé.
- On pèse ensuite la fraction retenue par le tamis.
- Puis on remet les deux fractions dans le tambour.
- L'opération est répétée à intervalles réguliers de façon à établir une courbe de désintégration.
- L'expérience est répétée 3 fois.

Appareillage

- Un tamis de 50 cm de côté ayant des mailles carrées d'une taille d'environ les $2/3$ du diamètre de l'échantillon. Le tamis est choisi dans la série des tamis de 100 à 10 mm correspondant à la norme DIN 1488.
- Un vibreur (fréquence 50 Hz).
- Une balance de précision ayant une force d'au moins 2 kg et permettant d'estimer le poids à 0,1 g près.
- Un tambour du genre de celui montré sur la figure I.11.

Résultats

L'expression la plus complète des résultats est représentée par la courbe montrant les changements de la fraction non désintégrée en fonction du temps ou du nombre de tours du tambour. Une courbe constitue une bonne illustration d'un phénomène observé mais elle est difficile à manipuler pour établir des comparaisons.

Dans le cas de la friabilité, il est possible de définir un indice comprenant le maximum de données fournies par la courbe. Cet indice, appelé "indice de friabilité" est défini comme le rapport entre l'aire située sous la courbe expérimentale et l'aire située sous la courbe théorique dans le cas d'une désintégration nulle. L'indice est un nombre entre zéro (en cas de désintégration complète dès le début de l'essai) et un (en cas de désintégration nulle). Cet indice n'est significatif que si le tambour tourne pendant un temps prédéterminé (30 minutes ou 630 tours).

L'exemple ci-dessous montre comment calculer l'indice de friabilité à partir de la courbe expérimentale.

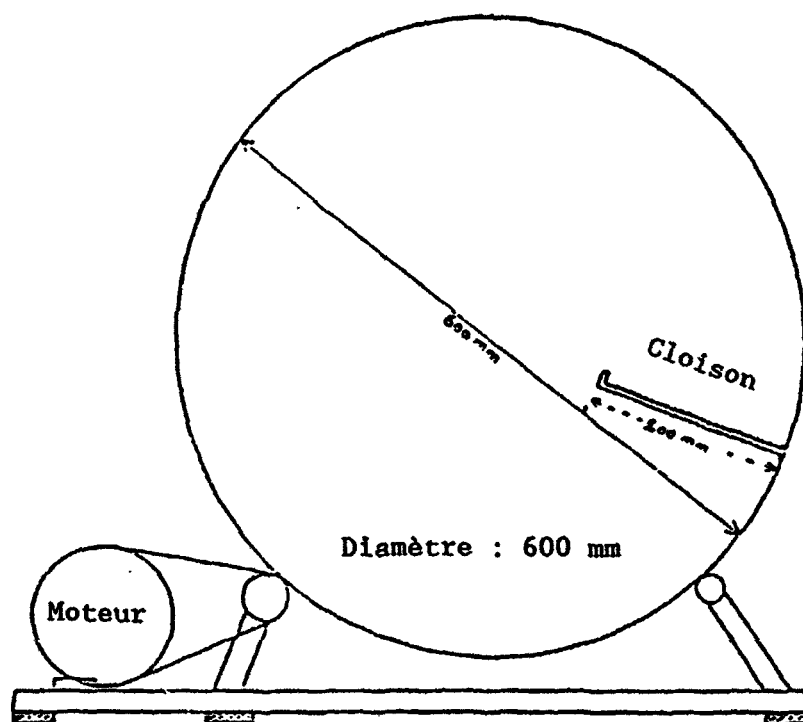


Figure I.11

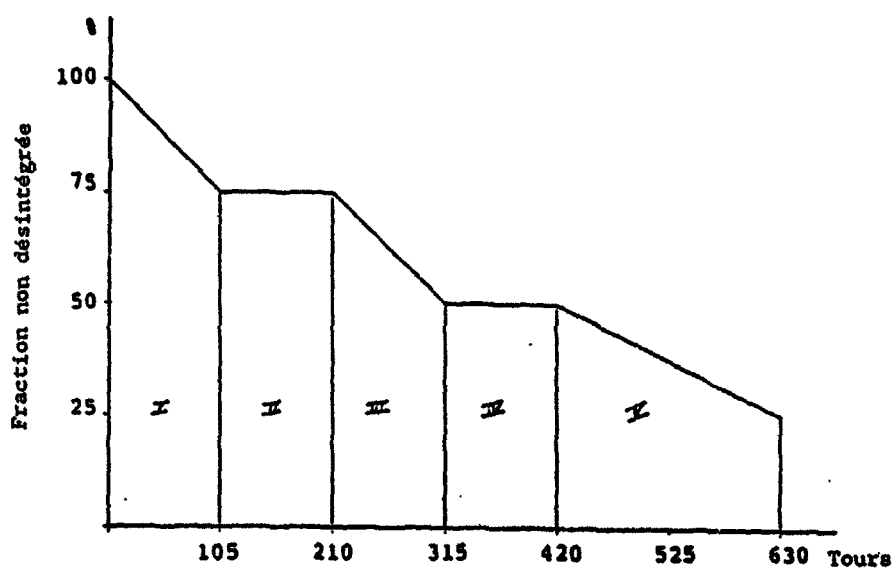


Figure I.22

Calcul de l'aire en dessous de la courbe :

$$\begin{aligned}
 \text{Surface I} &= 0,5 (100 + 75) \times 105 = 9.187,5 \\
 \text{Surface II} &= 75 \times 105 = 7.875 \\
 \text{Surface III} &= 0,5 (75 + 50) \times 105 = 6.562,5 \\
 \text{Surface IV} &= 50 \times 105 = 5.250 \\
 \text{Surface V} &= 0,5 (50 + 25) \times 210 = 7.855
 \end{aligned}$$

Aire en dessous de la courbe: 36.750

Aire en dessous de la courbe en cas de désintégration nulle:

$$100 \times 630 = 63.000$$

Indice de friabilité:

$$36.750/63.000 = 0,58$$

Appendice C

Changements dimensionnels pendant la combustion

But

Décrire les produits essayés en déterminant leur rapidité de combustion et leur comportement pendant la combustion dans des conditions standard.

Méthode

Placer un échantillon de longueur égale à son diamètre sur l'appareil décrit ci-dessous et suivre d'une manière continue ses changements de poids et de longueur.

Appareillage

L'appareil dont le schéma est donné ci-dessous a été construit spécialement pour l'essai.

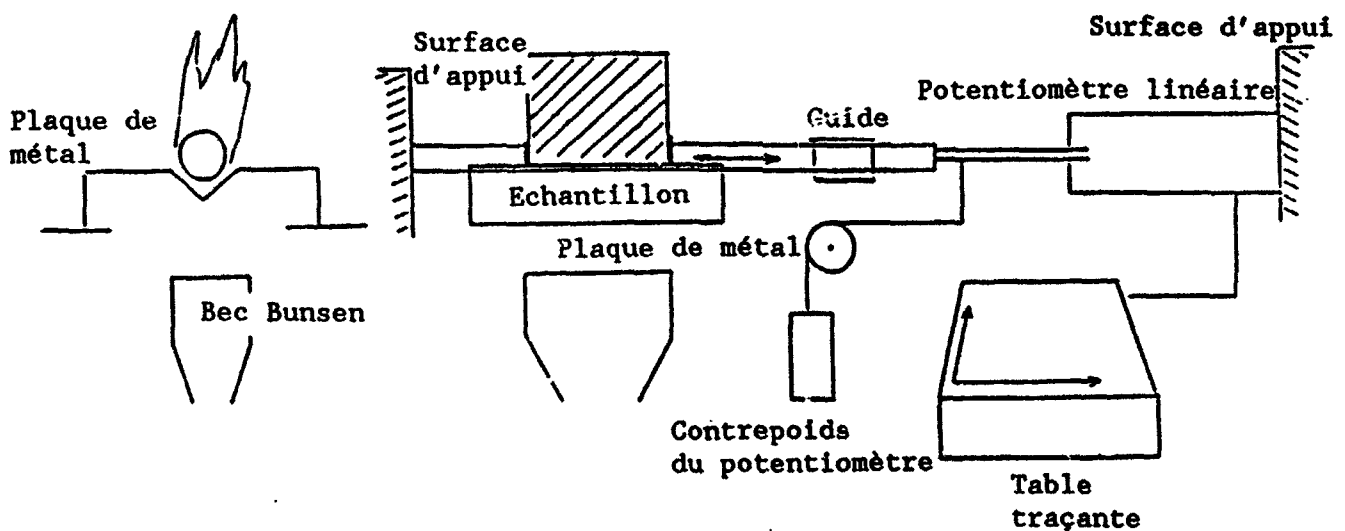


Figure C.1 - Appareil pour mesurer les changements des dimensions d'un échantillon pendant la combustion

Les changements des dimensions sont enregistrés d'une manière continue sur la table traçante réglée sur l'amplitude maximum.

L'appareil étant mis à zéro, on allume le bec Bunsen et le changement de poids ou de longueur est alors enregistré d'une manière continue. La température de la plaque métallique sur laquelle repose l'échantillon est amenée à environ 500 °C. La chaleur fait évaporer les substances volatiles qui s'allument ensuite.

Au bout d'un certain temps, les flammes disparaissent et l'échantillon brûle sans flamme. Ces observations sont enregistrées pendant l'essai.

Résultats

Les résultats sont obtenus sous forme de courbes continues donnant le changement de longueur en fonction du temps.

Sur la courbe des changements de direction, qui est similaire à celle de l'essai d'immersion, on trouve l'enregistrement du temps d'inertie et on peut voir aussi le moment où le changement maximum se produit.

Remarques

1. Ces essais, malgré le fait qu'ils soient très difficiles à conduire dans des conditions expérimentales parfaitement contrôlées (admission d'air, température, etc...) sont néanmoins très instructifs en ce qui concerne le comportement spécifique de chacun des produits comprimés.
2. Le choix de la longueur de l'échantillon est basé sur les facteurs déjà mentionnés à l'occasion de l'essai d'immersion.

Exemples

Voici, comme exemple, les résultats observés sur un échantillon de balle de riz comprimée d'une longueur et d'un diamètre de 29 mm.

La courbe d'allongement permet de lire ou de mesurer les valeurs suivantes:

Le temps d'inertie (durée de combustion sans allongement) = 0,5 mn

La durée nécessaire pour atteindre l'allongement maximum = 5,75 mn

Allongement: 11,4 mm soit $11,4 \times 100/29 = 39,3\%$.

Vitesse d'allongement: $39,3\%/5,75 \text{ mn} = 6,8\% \text{ par mn}$

Sur la courbe de perte de poids, l'expérimentateur note le moment où les flammes apparaissent (en général au bout de moins d'une minute) et celui où elles disparaissent. Quand la courbe devient horizontale, la combustion est terminée. Le poids résiduel correspond aux cendres.

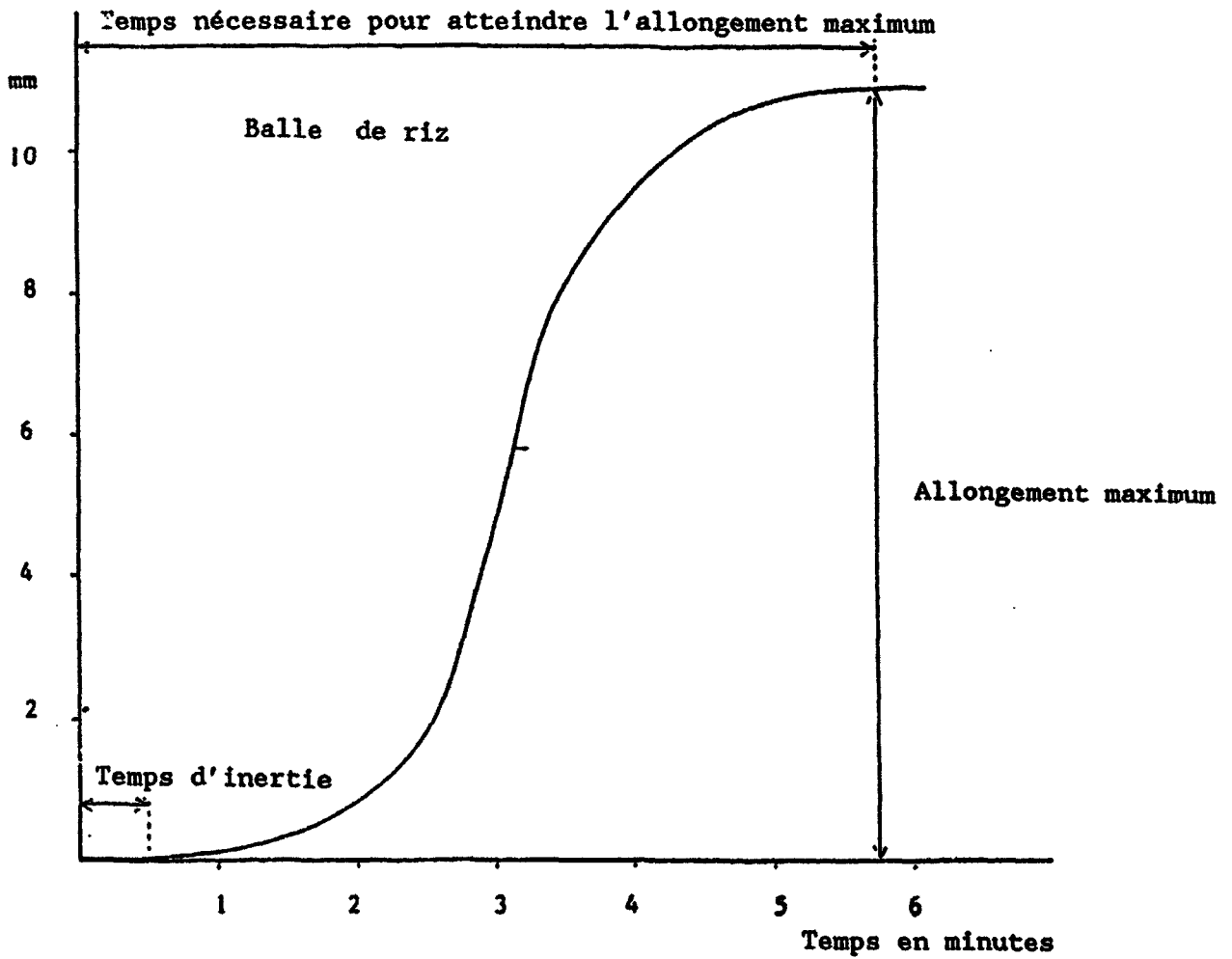


Figure C.2 - Allongement pendant la combustion

Remarques: Sur la méthode d'essai de combustion

1. Appareillage (figure C.3)

Brûleur à grille circulaire avec système de contrôle de l'admission d'air et de l'extraction de fumée. Le poids de tout l'ensemble du système est enregistré.

2. Méthodologie (figure C.4)

500 g de briquettes sont allumés par 200 ml de méthanol placés sous la grille. La perte de poids est enregistrée en fonction du temps.

La courbe permet de déterminer:

- L'indice d'inflammabilité (figure C.5).

Quand seul le méthanol brûle, le temps nécessaire pour perdre le poids du méthanol est de 4 mn 09 sec. (courbe 1). Quand les briquettes commencent à brûler, le temps nécessaire pour perdre un poids équivalent à celui du méthanol est plus court. Plus ce temps est court, plus l'indice d'inflammabilité est faible.

Indices d'inflammabilité:

Courbe 2: $\frac{a}{AB}$; courbe 3: $\frac{b}{AB}$; courbe 4: $\frac{c}{AB}$

- Durée de la combustion avec flammes et fumée: observations visuelles.
- Durée de combustion: visuellement.

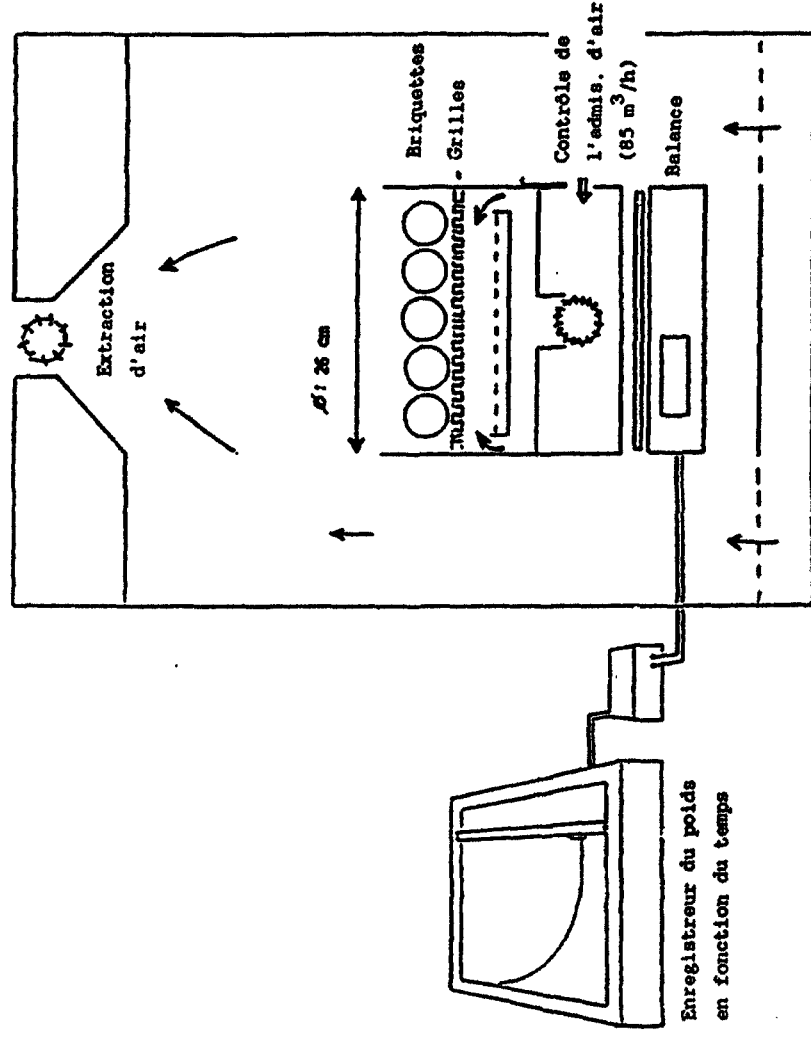


Figure C.3 - Appareil à brûler les briquettes

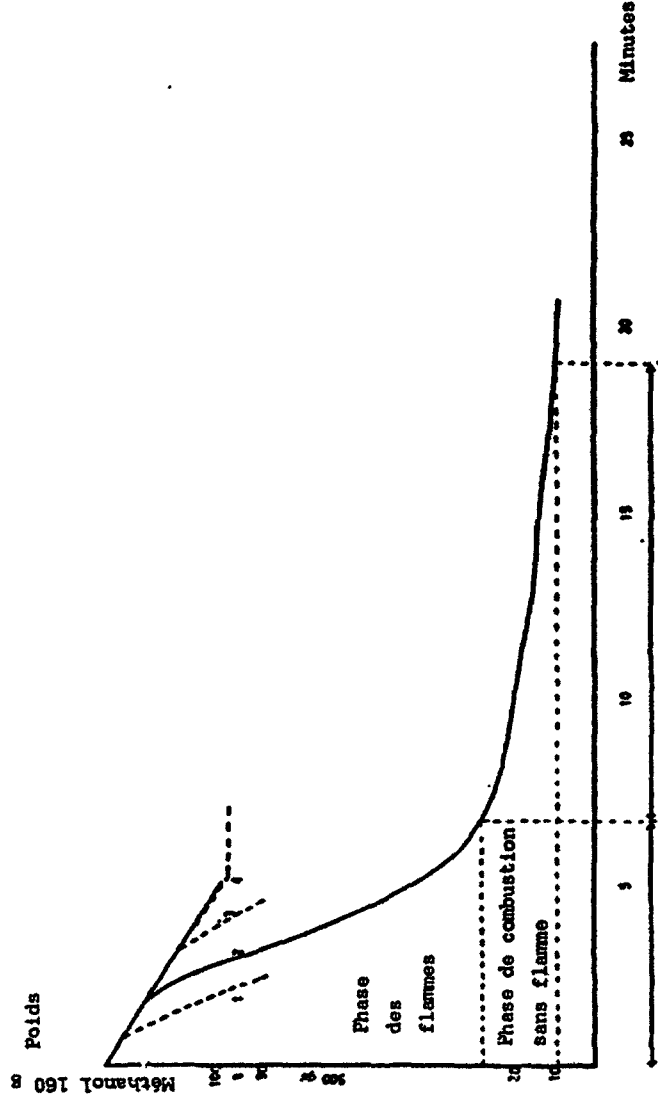


Figure C.4 - Perte de poids pendant la combustion avec contrôle de l'admission d'air

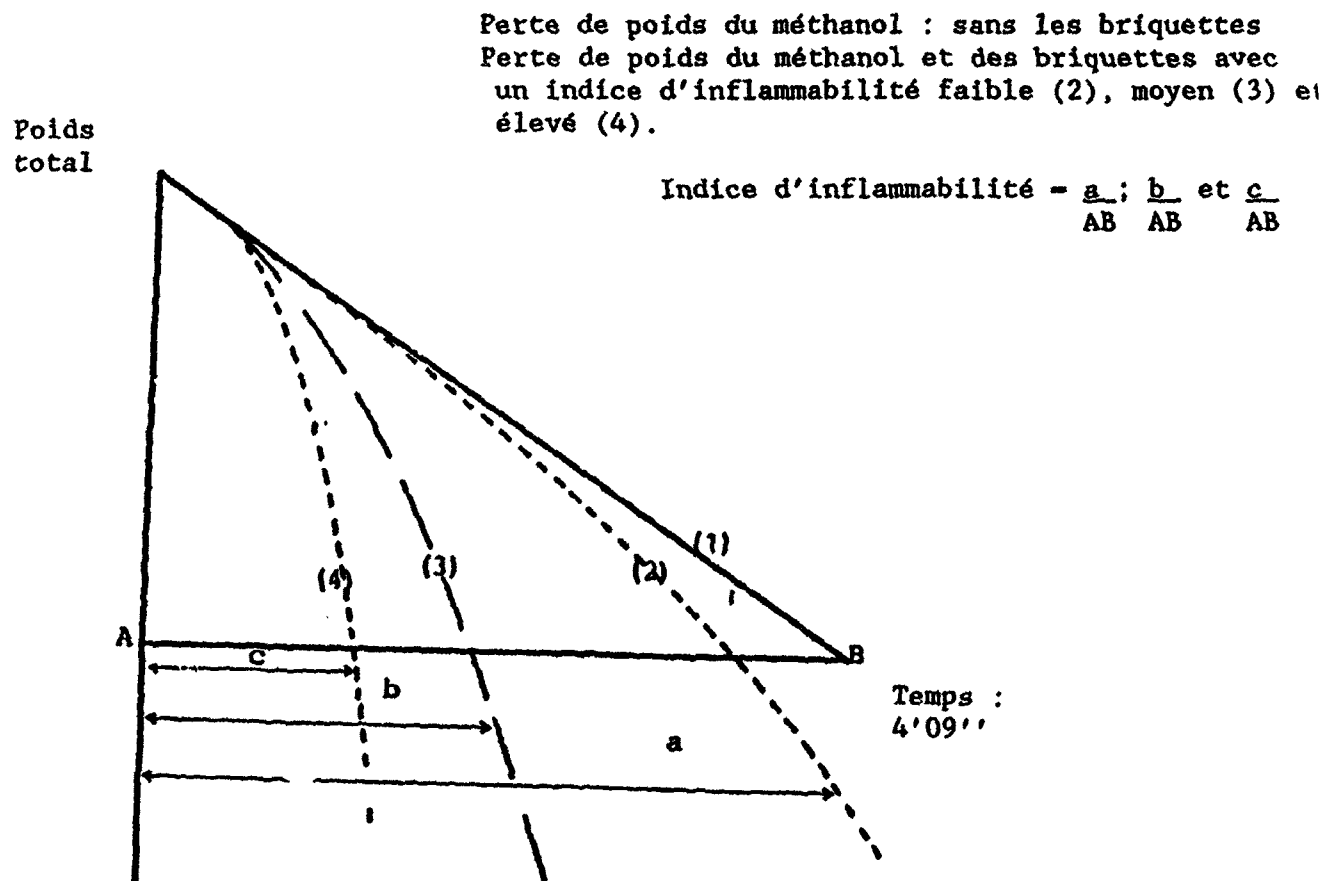


Figure C.5

Volume II, Annexe 2

EFFETS DU STOCKAGE EXTERIEUR SUR LA
VALEUR ENERGETIQUE DES RESIDUS DU CAFE

Déroulement du projet

Le but du projet consiste à étudier l'évolution des caractéristiques des coques de café exposées aux intempéries pendant une durée prolongée.

Le tas de coques de café a été stocké à l'extérieur depuis le début du mois de mars 1986, sur le terrain de l'usine d'Anyama, à 30 km d'Abidjan.

Des échantillons ont été prélevés aux dates suivantes:

n° 1	28 mars 1986
n° 2	13 mai 1986
n° 3	27 juin 1986
n° 4	10 août 1986

Méthode de prélèvement des échantillons

Les échantillons n° 1 et n° 2 ont été prélevés mécaniquement, à une profondeur horizontale maximum de 2 m.

Cette méthode s'est révélée peu satisfaisante après exposition du tas à la pluie. Les échantillons n° 3 et n° 4 ont donc été prélevés manuellement en creusant un puits à une profondeur de 1,5 m.

OPERATION N° 1

DATE: 26 mars 1986

Aspect du tas

Le tas paraît homogène et ne semble pas avoir changé par rapport à son état initial.

Résultats

1 échantillon prélevé à une profondeur horizontale de 1 m

Humidité: 16,6%

Température: 35 °C

Analyse des matières sèches

Carbone	: 48,0%
Hydrogène	: 5,2%
Azote	: 1,7%
Cendres	: 7,1%
Oxygène	: 38,0%
Matières volatiles	: 73,2%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.370 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 3.340 Kcal/kg

OPERATION N° 2

DATE: 13 mai 1986

Aspect du tas

Depuis l'échantillon précédent, le tas a été soumis à des orages importants. Sa surface semble légèrement noircie par endroits.

Résultats

1 échantillon prélevé à une profondeur horizontale de 1,50 m, à 1,50 m au-dessus du niveau du sol.

Humidité: 26,6%

Température: 45 °C

Analyse des matières sèches

Carbone	: 48,0%
Hydrogène	: 5,2%
Azote	: 1,7%
Cendres	: 6,7%
Oxygène	: 38,4%
Matières volatiles	: 54,2%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.370 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.090 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 2.840 Kcal/kg

OPERATION N° 3

DATE: 27 juin 1986

Aspect du tas

La partie la plus violente de la saison des pluies vient de se terminer; on peut remarquer un léger tassement.
Trois échantillons ont été prélevés.

Echantillon A

Prélevé en creusant un puits vertical à 1 m au-dessus du niveau du sol.
On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur.
- Une couche humide noirâtre de 95 cm (jusqu'au sol).

Un seul échantillon a été prélevé dans les conditions suivantes:

Profondeur: 0,50 m
Température: 65 °C
Humidité: 57,6%

Echantillons B

Prélevé en creusant un puits vertical à 2 m au-dessus du niveau du sol.
On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur.
- Une couche humide noirâtre de 20 cm.

L'échantillon n° 2 a été prélevé dans les conditions suivantes:

Profondeur: 0,20 m
Température: 70 °C
Humidité: 51,7%

- Une couche blanc-gris de 40 cm.

L'échantillon n° 3 a été prélevé dans les conditions suivantes:

Profondeur: 0,60 m
Température: 84 °C
Humidité: 64,2%

- A partir de 0,75 m de profondeur, le coeur du tas est proche de l'état initial.

L'échantillon n° 4 a été prélevé dans les conditions suivantes:

Profondeur: 1,50 m
Température: 60 °C
Humidité: 29,5%

Echantillon C

Prélevé en creusant un puits vertical à 3 m au-dessus du niveau du sol.
On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur
- Une couche humide noirâtre de 30 cm

Température: 63 °C

Humidité:

- Une couche blanc-gris de 50 cm

Température: 84 °C

Humidité: 59,2%

- Au-delà de 0,85 m, le coeur du tas est proche de l'état initial

Température: 70 °C

Humidité: 27%

Analyses

Les analyses ont été faites sur les échantillons B numéros 2, 3 et 4.

Echantillon n° 2

Humidité: 51,7%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 44,9%
Hydrogène	: 5,2%
Azote	: 1,85%
Soufr	: 0,3%
Cendres	: 6,8%
Oxygène	: 41,0%
Matières volatiles	: 32,3%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.270 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 3.990 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 1.620 Kcal/kg

Echantillon n° 3

Humidité: 64,2%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 45,2%
Hydrogène	: 5,0%
Azote	: 1,8%
Soufre	: 0,3%
Cendres	: 5,9%
Oxygène	: 41,8%
Matières volatiles	: 24,9%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.370 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.100 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 1.080 Kcal/kg

Echantillon n° 4

Humidité: 29,5%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 47,0%
Hydrogène	: 5,1%
Azote	: 1,8%
Soufre	: 0,31%
Cendres	: 6,2%
Oxygène	: 38,6%
Matières volatiles	: 48,8%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.340 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.070 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 2.690 Kcal/kg

OPERATION N° 4

DATE: 10 août 1986

Trois échantillons ont été prélevés.

Echantillon A

Prélevé en creusant un puits vertical à 1 m au-dessus du niveau du sol.
On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur.
- Une couche humide noirâtre allant jusqu'au sol à partir d'une profondeur de 0,50 m (jusqu'au sol).

L'échantillon a été prélevé dans les conditions suivantes:

Température: 60 °C

Humidité: 57%

Echantillons B

Prélevé en creusant un puits vertical à 2 m au-dessus du niveau du sol.
On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur.
- Une couche humide noirâtre de 30 cm.

L'échantillon n° 2 a été prélevé à une profondeur de 0,20 m:

Température: 72 °C

Humidité: 59,9%

- Une couche blanc-gris de 50 cm.

L'échantillon n° 3 a été prélevé à une profondeur de 0,60 m:

Température: 80 °C

Humidité: 70,4%

- Au-delà d'une profondeur de 0,85 cm, le coeur du tas est proche de l'état initial. L'échantillon n° 4 a été prélevé à une profondeur de 1,50 m

Température: 60 °C

Humidité: 34,6%

Echantillon C

Prélever en creusant un puits vertical à 3 m au-dessus du niveau du sol. On peut remarquer:

- Une couche superficielle sèche d'environ 5 cm d'épaisseur
- Une couche humide noirâtre de 30 cm

Température: 68 °C

Humidité: non mesurée

- Une couche blanc-gris de 40 cm

Température: 84 °C

Humidité: 68%

- Au-delà d'une profondeur de 0,75 m, le coeur du tas est proche de l'état initial

Température: 70 °C

Humidité: 31,5%

Analyses

Les analyses ont été faites sur les échantillons B numéros 2, 3 et 4.

Echantillon n° 2

Humidité: 59,9%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 48,1%
Hydrogène	: 5,3%
Azote	: 2,3%
Soufre	: 0,4%
Cendres	: 9,8%
Oxygène	: 33,9%
Matières volatiles	: 26,4%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.370 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.080 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 1.280 Kcal/kg

Echantillon n° 3

Humidité: 70,4%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 42,7%
Hydrogène	: 5,4%
Azote	: 1,77%
Soufre	: 0,31%
Cendres	: 10,0%
Oxygène	: 39,8%
Matières volatiles	: 18,1%

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.390 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.100 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 490 Kcal/kg

Echantillon n° 4

Humidité: 31,5%

Analyse de la matière sèche:

Carbone	: 47,0%
Hydrogène	: 5,3%
Azote	: 1,7%
Soufre	: 0,31%
Cendres	: 8,5%
Oxygène	: 37,2%
Matières volatiles	: 40 %

Pouvoir calorifique:

Brut, matières séchées	: 4.370 Kcal/kg
Net, matières séchées	: 4.090 Kcal/kg
Net, matières non séchées	: 2.610 Kcal/kg

OPERATION DU 9 SEPTEMBRE 1986

Au cours d'une visite sur place, nous avons découvert que le tas étudié avait été complètement détruit par les planteurs de bananiers, qui utilisent les coques de café comme engrais. Les couches ayant été dérangées, les essais suivants n'auraient pas été représentatifs.

Notre intention était de creuser un fossé profond à l'aide d'une benne chargeuse à roues à la fin de la période des essais, de façon à atteindre le coeur du tas et à prendre un échantillon à cet endroit. Malheureusement, la destruction prématurée du tas nous a forcés à renoncer à notre projet.

Conclusions

De l'examen des résultats obtenus, il ressort qu'après 4 mois de stockage à l'extérieur et d'exposition aux intempéries, le tas se compose essentiellement des parties suivantes:

- Une masse centrale ayant conservé la plupart de ses caractéristiques physico-chimiques initiales, excepté la réduction notable de la proportion des matières volatiles. La teneur en humidité est d'environ 30% dans les couches extérieures (et probablement inférieure au milieu du tas) et le pouvoir calorifique net est supérieur à 2.600 Kcal/kg.
- La masse centrale est entourée d'une couche humide de moins de 100 cm d'épaisseur, composée de deux parties distinctes:

Une couche extérieure de 20 à 30 cm de matières détrempées avec une teneur en humidité de 50 à 60% et une température de 70 °C.

Une couche intérieure de 40 à 50 cm constituée par de la matière moisie, avec une teneur en humidité supérieure à 70% et une température supérieure à 80 °C.

- Finalement, une couche extérieure mince de matières séchées par l'action combinée du soleil et de la température intérieure du tas.

Bien que nous ayons été incapables de poursuivre les essais jusqu'à la fin du programme prévu, nous pouvons cependant conclure qu'après 6 mois de stockage en plein air et d'exposition aux intempéries de la saison humide, les coques de café peuvent constituer un combustible utilisable dans son état naturel (pouvoir calorifique net supérieur à 2.600 Kcal/kg), à condition d'enlever la couche extérieure du tas sur une épaisseur d'environ 100 cm.

Volume II, Annexe 3

UTILISATION DES RESIDUS DU PALMIER A HUILE COMME ENGRAIS

A3.1 Dans l'industrie de l'huile de palme, il est de pratique courante de tirer de l'énergie des fibres et des coques en les brûlant dans des chaudières à vapeur et de produire des cendres riches en potassium en brûlant les rafles (régimes débarrassés des fruits) dans des incinérateurs. Cependant, deux des solutions examinées dans notre étude exigent la combustion de tous les résidus dans les fourneaux des chaudières (scénarios C et D) et il est important de savoir si les cendres produites quand les fourneaux brûlent des rafles peuvent aussi servir d'engrais. Dans le cas de l'huilerie d'Ehania, 1420 tonnes de cendres de rafles ayant une valeur approximative de 170.000 dollars, sont produites chaque année. Cette somme réduit d'environ 30% le coût de la production de l'énergie dans les scénarios C et D.

A3.2 Tjeng et Olie (document n° 5 de la bibliographie) mentionnent une forte diminution (jusqu'à 7%) de la teneur en potassium quand les rafles sont brûlées dans les fourneaux des chaudières au lieu d'être brûlées dans des incinérateurs. Cependant, on ne sait pas clairement si les essais ont été conduits avec des rafles complètement débarrassées de leurs fruits, ou avec des rafles mélangées avec d'autres résidus (la forte diminution de la teneur en potassium pourrait s'expliquer partiellement si les rafles avaient été brûlées en même temps que des fibres ou des coques). Tjeng et Olie mentionnent quand même qu'il y a un rapport entre la température de combustion et la teneur en potassium et que les incinérateurs mis au point par Stork ont été conçus en tenant compte de ce facteur, de façon à obtenir un rendement optimum en potassium.

A3.3 En raison des incertitudes concernant la possibilité de produire des cendres riches en potassium dans les fourneaux des chaudières, le Groupe de technologie de la biomasse de l'Université de Twente a décidé de conduire quelques essais préliminaires en laboratoire. Deux hypothèses ont été étudiées:

- (a) La température de combustion entraîne la formation de composés volatiles du potassium qui s'échappent avec les gaz brûlés; et
- (b) La chaleur à laquelle les cendres sont soumises conduit à la formation de produits composés (potassium-silicium).

Première hypothèse

A3.4 En ce qui concerne l'influence de la température de combustion sur la teneur en potassium des cendres par évaporation des composés du potassium, le facteur déterminant n'est pas la température du fourneau mais plutôt la température atteinte par le combustible (ces deux températures sont liées l'une à l'autre et dépendent des conditions de

transfert de la chaleur dans le fourneau). Pour mesurer la température réelle du combustible, celui-ci a été transformé en une masse poreuse à l'intérieur de laquelle on a introduit un thermocouple. Pour réaliser cette masse poreuse, les rafles ont été découpées en fibres d'environ 0,5 mm de diamètre et de 25 mm de longueur.

A3.5 Les échantillons ont alors été brûlés dans un four cylindrique de 50 mm de diamètre et la température de l'échantillon a été mesurée continuellement pendant la combustion. On a fait fonctionner le four à des températures variant de 300 à 1000 °C. L'air de combustion était envoyé dans le cylindre à une vitesse constante pendant tous les essais. En raison de la dilatation thermique des gaz, la quantité d'oxygène variait suivant la température.

A3.6 Les échantillons ont brûlé dans des conditions d'oxydation contrôlée. L'air de combustion frais étant fourni d'un côté, le front de combustion se déplaçait le long de l'échantillon, comme l'indiquait le changement de température enregistré par le thermocouple au passage du front de combustion. Pendant chacun des essais, chaque partie de l'échantillon brûlait au passage du front de combustion et était donc exposée à la température maximum enregistrée. En conséquence, c'est cette température maximum qui a été prise comme température de combustion de l'échantillon. Immédiatement après la combustion du total de l'échantillon (ce qui demandait de 5 à 30 minutes selon la température de combustion), les cendres étaient retirées du four.

A3.7 Pour les températures du four allant de 750 à 1000 °C avec de l'air pur comme comburant, la température de combustion de l'échantillon n'était supérieure à la température du four que de 50 °C. Pour obtenir les faibles températures de combustion, il était nécessaire non seulement de réduire la température du four, mais aussi de réduire la teneur en oxygène du comburant à 10%. Ceci a été fait en mélangeant de l'azote à l'air.

A3.8 Après préparation d'une solution de cendres dans du fluorure d'hydrogène, on déterminait la teneur en potassium par colorimétrie dans une flamme. On pouvait alors déceler la présence de potassium dans tous les composés. Les valeurs trouvées ont été ensuite recalculées pour exprimer la teneur en potassium sous forme de K_2O (1% de K correspond à 1,21% de K_2O).

A3.9 Les résultats sont présentés sur le diagramme A3.1. Les teneurs en potassium varient de 41 à 30% au fur et à mesure que la température de combustion augmente. Au-dessus d'environ 1050 °C, la cendre fond et la teneur en potassium ne peut plus être déterminée.

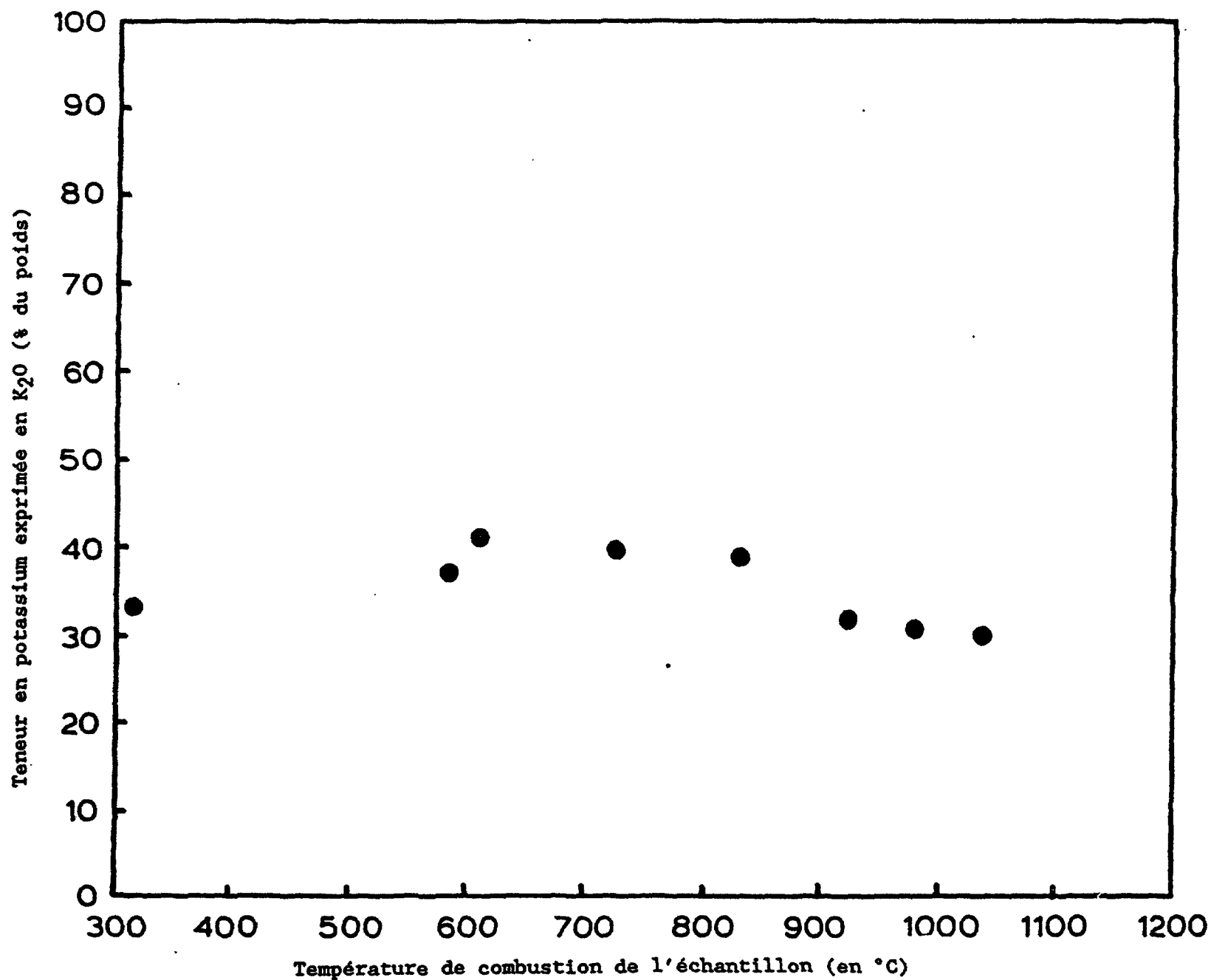


Figure A3.1 - Teneur en potassium des cendres de rafles de palmier
en fonction de la température de combustion

A3.10 Les résultats de ces expériences ne confirment pas les données présentées par Tjeng et Olie. S'il existe réellement une forte influence de la température sur la teneur en potassium des cendres, sa cause n'est certainement pas l'évaporation des composés du potassium mais elle pourrait par contre se trouver quand même dans la formation de composés potassium-silicium dans les cendres.

Seconde hypothèse

A3.11 La seconde hypothèse implique la présence de deux types de potassium dans les cendres des rafles:

- (a) Le potassium directement soluble dans l'eau et
- (b) Le potassium qui n'est soluble qu'après être libéré, par exemple avec du fluorure d'hydrogène. En fait, il a fallu répéter les premiers essais de combustion et conduire les mesures des teneurs en potassium en faisant la distinction entre le potassium directement soluble et le potassium emprisonné dans des produits composés. Malheureusement, le Groupe de technologie de la biomasse n'a pas eu l'occasion de le faire.

A3.12 Pour déterminer si l'hypothèse du potassium emprisonné dans des produits composés était valable, un échantillon de rafles déchetées a été brûlé dans un pot en argile de 90 mm de diamètre, placé dans un petit four fermé. La température à l'intérieur du pot a été maintenue aux environs de 920 °C en agissant sur l'air de combustion. Une fois la combustion terminée, ce qui a pris à peu près une heure, on a constaté que les cendres avaient fondu, ce qui indiquait que les températures étaient montées localement beaucoup plus haut (> 1050 °C) que la température moyenne des gaz dans le pot.

A3.13 La teneur en potassium a été déterminée par colorimétrie dans une flamme, à l'aide de trois méthodes différentes:

- (a) Après dissolution dans de l'eau bouillante
- (b) Après dissolution dans un acide léger bouillant (HNO₃, pH 4); et
- (c) Après libération dans du fluorure d'hydrogène et dissolution dans un acide léger bouillant (HNO₃, pH 4).

Les résultats sont présentés dans le tableau A3.1. L'emprisonnement de potassium dans des silicates est en fait une explication possible de la diminution de la quantité de potassium directement soluble.

**Tableau A3.1: TENEUR EN POTASSIUM DES CENDRES DE RAFLES
DE PALMIER, SELON TROIS METHODES DIFFERENTES
(RESULTATS CUMULATIFS)**

Méthode	Teneur en potassium (exprimée en % de K2O en poids)
Dans l'eau bouillante	14,3
Dans HNO3 (pH 4)	15,1
Après libération avec du HF, dans HNO3	22,5

Conclusion

A3.14 Il est probable que le potassium se combine avec le silicium pour former des silicates quand les cendres fondent. Il est possible aussi de brûler des rafles dans une chaudière et de produire quand même des cendres riches en potassium. Le fourneau doit être conçu de façon à ce que les cendres ne fondent pas. Il est nécessaire de brûler les rafles dans une chaudière séparée pour éviter que les cendres soient mélangées avec les cendres pauvres provenant de la combustion de fibres et de coques. En raison des sommes relativement importantes en cause (% des coûts de l'énergie), il est conseillé que l'huilerie d'Ehania procède à des essais de combustion de rafles (sans rien d'autre) dans l'un des fourneaux actuels, en vue de déterminer la teneur en potassium des cendres par les trois méthodes décrites ici.

Valeur des cendres des résidus du palmier à huile comme engrais

A3.15 Le potassium constitue l'un des produits nutritifs les plus importants du palmier à huile (document n° 8 de la bibliographie). La plus grande partie du potassium se trouve dans la tige des fruits et représente environ 6% de la matière sèche, avec des variations dépendant du type de clone (voir le tableau A3.2). Les autres produits nutritifs sont l'azote, le phosphore, le magnésium et le calcium. Cependant, ils ne sont pas présents dans les cendres des résidus du palmier à huile. En conséquence, ils ont été négligés dans l'évaluation de la valeur des cendres comme engrais présentée dans cette Annexe.

**Tableau A3.2: VALEURS INDICATIVES DES TENEURS EN POTASSIUM
DES RESIDUS DU PALMIER A HUILE (DOCUMENT N° 8 DE LA BIBLIOGRAPHIE)**

Résidus	Teneur en K (en% du poids à sec)
Fibres	2
Coques	0,8
Rafles	6

Sur la base des chiffres ci-dessus, on peut s'attendre à ce que les cendres de rafles soient les seules à contenir une quantité de potassium d'une certaine valeur. A condition de brûler les rafles séparément, c'est-à-dire dans des fourneaux autres que ceux dans lesquels on brûle les fibres et les coques, les cendres peuvent servir d'engrais. Pour cette raison, les rafles sont brûlées dans des incinérateurs ou à l'extérieur.

A3.16 Les rafles contiennent 5% de cendres en poids à sec. D'après nos renseignements, les cendres de rafles contiennent 33% de potassium (exprimés en K_2O). Ainsi, le rendement par tonne de régimes frais est de $0,26 \times (1 - 0,63) \times 0,05 = 0,0048$ tonne de cendres, soit $0,0048 \times 0,33 = 1,6$ kg de potassium (K_2O). Ces cendres peuvent remplacer le chlorure de potassium commercial qui contient 60% de potassium (K_2O). Une tonne de cendres de rafles correspond à 0,55 tonne de chlorure de potassium.

Coûts de production

A3.17 Dans la plupart des usines de Côte d'Ivoire, les rafles ne sont pas brûlées dans des incinérateurs spéciaux, mais à ciel ouvert. Les cendres sont ensuite placées dans de vieux sacs d'engrais. Les coûts de production par tonne de cendres sont donc déterminés seulement par les coûts de la main-d'oeuvre. A Ehania, la production annuelle de cendres est de 1.450 tonnes, soit une moyenne de 5,5 tonnes par jour, ce qui nécessite deux ouvriers non spécialisés coûtant l'équivalent de 1.600 dollars par an. Ceci donne un coût de production de 1,13 dollar/t de cendres. Le coût des vieux sacs d'engrais est négligé. Le coût du transport des cendres du site d'incinération jusqu'aux plantations d'Ehania est également négligé puisque des coûts similaires s'appliquent dans le cas du transport des engrais d'un magasin central jusqu'aux plantations.

Valeur

A3.18 La valeur des cendres est déterminée par leur coût de production et par le coût des engrais commerciaux. Le coût des engrais commerciaux se compose du prix à Abidjan plus le coût du transport à Ehania. D'après la Société tropicale d'engrais et de produits chimiques (STEPIC), qui est le principal distributeur d'engrais, le prix du chlorure

de potassium est de 79.250 francs CFA/t (1985), soit 203 dollars/t. Le coût du transport est de 0,10 dollar/t/km et pour Ehania qui est situé à 163 km d'Abidjan, cela donne 16,3 dollars/t. En conséquence, le coût des engrais commerciaux rendus à Ehania est de 219 dollars/t. Une tonne de cendres correspondant à 0,55 tonne de chlorure de potassium, sa valeur de remplacement est de $0,55 \times 219 = 120,5$ dollars/t. Le coût de production doit être soustrait de cette valeur. La production de cendres riches en potassium à Ehania donne donc un bénéfice de $120,5 - 1,13 = 119$ dollars/t de cendres.

A3.19 A titre documentaire, la valeur potentielle des rafles utilisées comme engrais est donnée au tableau A3.3, pour différentes teneurs en humidité (les chiffres correspondent à la teneur en cendres multipliée par la valeur comme engrais).

Tableau A3.3: VALEUR POTENTIELLE DES RAFLES UTILISEES COMME ENGRAIS, SUIVANT LEUR TENEUR EN HUMIDITE

Teneur en humidité (%)	Valeur des cendres comme engrais (en dollars/t de rafles)
0,63	2,05
0,20	4,43
0,10	4,99

Volume II, Annexe 4

UTILISATION DES RAFLES DE PALMIER COMME COMBUSTIBLE
INDUSTRIEL A ABIDJAN

A. Coûts des rafles séchées livrées à la zone industrielle d'Abidjan

A4.1 Les coûts des rafles séchées livrées à la zone industrielle d'Abidjan pour être utilisées comme combustible dans les chaudières se décomposent en trois éléments:

- Les coûts de production des rafles séchées à l'huilerie;
- Les coûts de transport de l'huilerie à la zone industrielle d'Abidjan; et
- La valeur de renoncement par rapport à l'utilisation des cendres comme engrais.

A4.2 Les coûts d'investissement pour une installation de conditionnement capable de transformer 20.260 t/an de rafles (teneur en humidité: 63%; valeur calorifique basse: 5.000 kJ/kg) en 9.380 t/an de rafles séchées (teneur en humidité: 20%; valeur calorifique basse: 13.700 kJ/kg) à l'huilerie d'Ehania sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau A4.1: COUTS D'INVESTISSEMENT DES INSTALLATIONS
DE SECHAGE DES RAFLES A L'HUILERIE D'EHANIA

Hangars de séchage ouverts (1.460 m ² à 100 \$/m ²)	146.000 \$
Deux chariots élévateurs	30.000 \$
Bande transporteuse	<u>10.000 \$</u>
Total	186.000 \$

A4.3 Les coûts totaux annuels du séchage des rafles à l'huilerie d'Ehania ont été calculés en utilisant les hypothèses habituelles et une durée de vie utile des équipements de 15 ans, et sont présentés dans le tableau suivant.

**Tableau A4.2: COUTS DE PRODUCTION ANNUELS DES RAFLES SECHÉES
A L'HUILERIE D'EHANIA**

COUTS ANNUALISES DU CAPITAL	24.450 \$
COUTS D'EXPLOITATION ANNUELS	
Main-d'oeuvre	
semi-spécialisée (1 homme-année)	2.100
non spécialisée (6 hommes-année)	9.000
Entretien et réparations	4.000
Combustible	3.650
Total	43.200
Côût de production unitaire des rafles séchées	4,61 \$/t

A4.4 Les coûts de transport par camion dépendent d'un grand nombre de facteurs parmi lesquels les coûts variables représentés par les réparations et l'entretien, les pneus, les carburants et les lubrifiants qui sont habituellement calculés par km, et des coûts fixes, sous forme de coût du capital et de la main-d'oeuvre, qui sont normalement calculés par unité de temps. Les coûts dépendent aussi de l'état des routes, des durées de chargement et de déchargement, de la longueur du trajet et de la possibilité de prendre des marchandises pour le trajet de retour. Pour ces raisons, les coûts mentionnés au cours du séjour de la mission ont varié considérablement (de 25 à 60 francs CFA par t/km). Compte tenu des distances de transport des rafles séchées, la mission a décidé de prendre par hypothèse un coût standard de 56 francs CFA/t/km, soit de 0,14 dollar par t/km. Ce coût standard est basé sur le tarif des camions de 6 t à pleine charge qui est de 40 francs CFA/t/km (0,10 dollar/t/km). La distance moyenne entre les huileries de PALMINDUSTRIE et la zone industrielle d'Abidjan est d'environ 210 km ce qui donne un coût de transport moyen des rafles séchées de 11.630 francs CFA/t, soit 29,82 dollars/t. L'huilerie la plus proche d'Abidjan se trouve à Eloka (35 km). Le coût de transport des rafles produites à Eloka serait d'environ 1.944 francs CFA/t, soit 4,99 dollars/t.

A4.5 Les calculs ci-dessus tiennent compte du fait que les camions ne sont jamais à pleine charge en raison de la faible densité des rafles. Le plancher d'un camion ordinaire de 6 t mesure en général 6 x 2,45 m; en supposant que le camion puisse être chargé jusqu'à une hauteur de 2,45 m, le volume disponible est alors de 36 m³. Avec une densité des rafles séchées non tassées de 120 kg/m³ il est alors possible de transporter environ 4,32 tonnes de rafles, soit 28% de moins que la pleine charge.

Ce calcul montre qu'il est possible d'utiliser raisonnablement bien la capacité des camions. En conséquence, il devient évident qu'il est inutile de procéder à des opérations de déchiquetage et de fabrication de

briquettes ou de boulets, pour réduire la densité des rafles car ces opérations coûteuses augmenteraient finalement le prix des combustibles rendus sur les lieux d'utilisation.

A4.6 Une tonne de rafles séchées (teneur en humidité égale à 20%) représente environ 37 kg de cendres utilisables comme engrais dont la valeur de renoncement est d'environ 1.700 francs CFA/t (rafles séchées), soit 4,43 dollars/t.

A4.7 Sur la base des chiffres ci-dessus, le coût des rafles séchées rendues dans la zone industrielle d'Abidjan serait en moyenne d'environ 13.358 francs CFA/t, soit 34,25 dollars/t. Le coût minimum du conditionnement et du transport à partir d'Eloka serait de 3.674 francs CFA/t, soit 2,42 dollars/t. Dans le cas d'Ehania, ce coût serait de 10.755 francs CFA/t, soit 27,58 dollars/t.

A4.8 Au point de vue énergétique, on peut comparer les chiffres ci-dessus à ceux du fuel. En supposant que le fuel coûte 282,05 dollars/t à Abidjan, soit 110.000 francs CFA/t, et que sa basse valeur calorifique est de 42.000 MJ/t, le coût de l'énergie produite par du fuel à Abidjan est d'environ 2,62 francs CFA/MJ (0,00672 dollar/MJ).

Le coût moyen de l'énergie calculé sur la base des rafles séchées rendues au lieu de consommation (basse valeur calorifique: 13.700 MJ/t) est d'environ 0,975 franc CFA/MJ (0,0025 dollar/MJ). Dans le cas des rafles produites à Eloka, le coût de l'énergie produite avec les rafles vides livrées à Abidjan serait de 0,268 franc CFA/MJ (0,00069 dollar/MJ). Dans le cas des rafles produites à Ehania, le coût serait de 0,785 franc CFA/MJ (0,00201 dollar/MJ).

Conclusion

A4.9 Les données ci-dessus font ressortir clairement qu'il est possible, en principe, d'utiliser des rafles séchées comme combustible dans les chaudières à Abidjan dans des conditions concurrentielles, en particulier dans le cas des rafles produites dans les huileries situées relativement près de la capitale. Nous allons analyser ci-dessous les conséquences financières que cela entraînerait du point de vue de l'utilisateur.

B. Analyse financière de l'utilisation des rafles séchées comme combustible dans des chaudières de la zone industrielle d'Abidjan

A4.10 L'un des clients potentiels des rafles séchées à utiliser comme combustible dans les chaudières serait la conserverie de thon SCODI dans la zone industrielle d'Abidjan. Cette usine consomme environ 10 t/h de vapeur (à 9 bars) pour la stérilisation. A l'heure actuelle, la vapeur est produite par des chaudières SEUM brûlant du fuel. La consommation annuelle de carburant DDO est d'environ 750.000 litres/an, ce qui représente une valeur d'environ 190.380 dollars/an.

A4.11 La quantité de vapeur ci-dessus pourrait être produite par la combustion de 2.069 t/an de rafles séchées. En supposant que les rafles séchées pourraient être rendues à l'usine à un coût de 43,91 dollars/t, soit 0,0032 dollar/MJ (y compris le bénéfice du fournisseur), ce qui est à peu près la moitié du prix unitaire de l'énergie produite avec du fuel à Abidjan, la dépense totale pour l'achat du combustible de la biomasse serait d'environ 90.850 dollars/an. En conséquence, les économies annuelles par rapport au coût du fuel seraient d'environ 99.530 dollars/an.

A4.12 Il serait difficile et relativement coûteux de convertir l'installation existante fonctionnant au fuel pour brûler des combustibles solides. En conséquence, l'installation d'une nouvelle chaudière (10 t/h; 9 bars) devrait être envisagée quand la chaudière existante sera usée. Les coûts d'investissement d'une nouvelle chaudière pour brûler des combustibles solides (coûts installés) sont donnés dans le tableau ci-dessous.

**Tableau A4.3: COÛTS D'INVESTISSEMENT D'UNE CHAUDIERE A VAPEUR
AYANT UNE CAPACITE DE 10 TONNES PAR HEURE (9 BARS) ET
BRULANT DES RAFLES SECHÉES, INSTALLÉE A LA CONSERVERIE DE THON SCODI**

Articles	Coûts d'investissement (\$)		
	Monnaie nation.	Devises	Total
Fourneaux et chaudières à tubulures comprenant:			
- Brûleurs à grille inclinée			
- Revêtement réfractaire			
- Système d'extraction des cendres			
- Soufflante d'air primaire et d'air secondaire			
- Cheminée en acier			
- Soufflante des gaz de la cheminée			
- Filtre des gaz de la cheminée			
- Chambre de combustion à pression contrôlée			
- Economiseur			
- Appareils de mesure de la température			
- Appareils de mesure de la pression			
- Appareils de contrôle du niveau d'eau			
- Appareil de contrôle de la pression de la vapeur			
- Dispositifs de sécurité			
- Plate-forme de service			
- Silo à combustible			
- Système d'extraction du combustible du silo			
- Bande transporteuse du combustible			
Sous-total	-	380,000	380,000
Installation	3,000	24,000	27,000
Fret	3,000	20,000	23,000
Taxes	11,100	-	11,100
Assurance	-	1,900	1,900
Total	17,100	425,900	443,000

Analyse financière

A4.13 Les valeurs des paramètres utilisés pour l'analyse financière sont données dans le tableau A4.4. Les résultats de l'analyse financière sont donnés au tableau A4.5. Le coût annuel total du système à chaudière fonctionnant avec des rafles séchées est notablement inférieur à celui d'une chaudière fonctionnant au fuel: 175.510 dollars/an au lieu de 233.490 dollars/an. En conséquence, les indicateurs d'évaluation financière donnent un taux de rentabilité financière de 37% et un temps de recouvrement de l'investissement supplémentaire de 2,6 ans, en faveur du système de chaudière brûlant des rafles séchées.

**Tableau A4.4: VALEUR STANDARD DES PARAMETRES POUR LA CHAUDIERE
EXISTANTE FONCTIONNANT AU FUEL ET POUR UNE CHAUDIERE BRULANT DES
RAFLES SECHEES, A LA CONSERVERIE DE THON SCODI A ABIDJAN - DECEMBRE 1985**

Paramètres	Chaudières brûlant du fuel	Chaudières brûlant des rafles séchées
Vapeur (t/an)	36.000	36.000
Capacité installée (t/h)	10	10
Investissement initial, installé (\$)	210.000	443.000
Durée de vie de l'équipement (année)	15	15
Consommation de combustible:		
fuel (t/an)	675	-
rafles séchées (t/an)	-	2.069
Prix des combustibles, rendus:		
fuel (\$/t)	282,05	-
rafles séchées (\$/t)		43,91
Entretien et réparation		
(% de l'investis. initial/an)	4	4
Produits chimiques (\$/an)	5.000	5.000
Main-d'oeuvre pour l'exploitation		
Semi-spécialisée (homme-an)	1	1
Non-spécialisée (homme-an)	-	2

**Tableau A4.5: ANALYSE FINANCIERE DES DEUX SOLUTIONS DE PRODUCTION
D'ENERGIE A LA CONSERVERIE DE THON SCODI (DOLLARS/AN))**

	Chaudière au fuel			Chaudières aux rafles séchées		
	Monnaie nation.	Devises	Total	Monnaie nation.	Devises	Total
COUT ANNUALISE DU CAPITAL	2,761	24,849	27,609	5,824	52,419	58,243
COUTS ANNUELS D'EXPL. ET D'ENTRETIEN						
Produits chimiques	1,250	3,750	5,000	1,250	3,750	5,000
Main-d'oeuvre spécialisée	-	-	-	-	-	-
semi-spécialisée	2,100	-	2,100	2,100	-	2,100
non spécialisée	-	-	-	1,600	-	1,600
Entretien	4,200	4,200	8,400	8,860	8,860	17,720
Rafles séchées	-	-	-	90,850	-	90,850
Fuel oil	<u>81,709</u>	<u>108,675</u>	<u>190,384</u>	-	-	-
TOTAL	92,020	141,474	233,493	110,484	65,029	175,513
Taux de rentabilité interne de la chaudière brûlant des rafles séchées: 38%.						
Durée de recouvrement de l'investissement total: 5 ans.						
Durée de recouvrement de l'investissement supplémentaire: 2,6 ans.						

Analyse de sensibilité

A4.14 Les résultats de l'analyse de sensibilité par rapport à l'évolution des prix des combustibles sont donnés au tableau A4.6. Ils indiquent que la faisabilité financière du système de chaudière industrielle brûlant des rafles séchées est, dans une certaine mesure, sensible au prix du combustible, en particulier à celui du fuel, bien qu'une variation de 20% du prix du fuel comme du prix des rafles séchées ne mettrait pas en danger. En ce qui concerne le fuel, pour lequel la sensibilité est la plus forte, le prix du marché devrait descendre de 288,05 dollars/t à 212,57 dollars/t au moins, soit de plus de 26%, pour que la solution d'un système de chaudière fonctionnant à la biomasse ne soit plus financièrement faisable.

**Tableau A4.6: ANALYSE DE SENSIBILITE D'UNE CHAUDIERE
BRULANT DES RAFLES SECHES PAR RAPPORT A UNE CHAUDIERE
AU FUEL, A LA CONSERVERIE DE THON SCODI A ABIDJAN**

Hypothèses	Durée de recouvrement (ans)		TRI (%)	VAN à 10%	Seuil pour lequel VAN = 0 à 10%
	Investis. total	Investis. supplément.			
Le prix du fuel tombe à 44,44 \$/t (chute 20%)	8,8	4,6	20	137,3	212,57/t
Le prix des rafles séchées monte à 52,69 \$/t (hausse de 20%)	6,1	3,3	30	274,9	71,90/t

A4.15 Analyse économique. Les résultats de l'analyse économique figurent au tableau A4.7. Ils indiquent que l'introduction de prix économiques abaisse le coût total de la solution de la chaudière au fuel, et celui de la solution de la chaudière aux rafles séchées, de 5,9 et 10,1% respectivement. En conséquence, la solution de la chaudière brûlant des rafles séchées devient encore plus intéressante du point de vue de l'économie nationale.

**Tableau A4.7: ANALYSE ECONOMIQUE DES SOLUTIONS DE PRODUCTION
D'ENERGIE A LA CONSERVERIE DE THON SCODI (DOLLARS/AN)**

	Facteur de conversion local	Coût, chaudière au fuel			Coût, avec rafles séchées		
		Monnaie nation.	Devises	Total	Monnaie nation.	Devises	Total
COUT ANNUELISE DU CAPITAL	0,43	1.200	24.489	26.049	2.532	52.419	54.951
COUTS ANNUELS D'EXPL. ET D'ENTRETIEN							
Produits chimiques	0,87	1.087	3.750	4.837	1.087	3.750	4.837
Main-d'oeuvre							
spécialisée	0,70						
semi-spécialisée	0,63	1.315	-	1.315	1.315		1.315
non spécialisée	0,69	-	-	-	1.099		1.099
Entretien	0,87	3.652	4.200	7.852	7.704	8.860	16.654
Rafles séchées	0,87	-	-	-	79.000	-	79.000
Fuel oil	0,87	71.051	108.675	179.726	-	-	-
TOTAL		78.305	141.474	219.779	92.737	65.029	157.766

Conclusion

A4.16 L'analyse financière indique qu'une chaudière brûlant des rafles de palmier constituera une solution intéressante quand la chaudière au fuel fonctionnant actuellement à la conserverie de thon SCODI à Abidjan devra être réformée. Une chute durable du prix du fuel sur le marché en dessous de 213 dollars/t (83.070 francs CFA/t) forcerait à réviser négativement cette conclusion. Il s'ensuit que la solution consistant à transporter des rafles de palmier jusqu'aux zones industrielles pour produire de l'énergie mérite d'être approfondie. En conséquence, la mission recommande d'entreprendre un projet pilote en vue d'étudier plus complètement cette solution.

Densification des rafles de palmier

But

A4.17 En général, le but de la densification est de réduire les coûts de transport et de stockage et de rendre le combustible utilisable dans certains types de gazogènes ou de fourneaux. Cependant, dans le cas des rafles de palmier, il est peu probable que le coût du transport pourrait être réduit de cette manière puisque, compte tenu de la densité en vrac des rafles séchées mais non dentisifiées, les camions peuvent être chargés à 72% de leur charge utile.

A4.18 Contrairement aux boulets, les briquettes sont utilisables comme combustible domestique. Les boulets comme les briquettes, peuvent servir à l'usage industriel dans un gazogène; cependant, les boulets doivent satisfaire à certaines conditions de taille et de résistance (voir plus loin). Cependant, comme il n'y a pas pénurie de combustibles domestiques en Côte d'Ivoire et que la fabrication des boulets est plus facile et moins chère que celle des briquettes, seuls les boulets seront étudiés ici.

Technologie

Description du procédé

A4.19 Les différents procédés applicables dépendent de la qualité de la matière première. Les caractéristiques les plus importantes sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Tableau A4.8: PROPRIETES DES RAFLES DE PALMIER

Teneur en humidité	0,63
Poids des cendres par rapport au poids initial <u>a/</u>	0,046
Poids de la fraction hydrogène <u>b/</u>	0,06
Valeur calorifique haute <u>c/</u>	20.000 KJ/kg
Densité en vrac (kg/m ³)	460

a/ base sèche.

b/ base sèche, sans cendre.

c/ cf. document n° 9 de la bibliographique.

Avant de pouvoir fabriquer les boulets, les rafles doivent être déchiquetées en morceaux de taille convenable et leur teneur en humidité doit être ramenée à environ 0,10 à 0,12. Dans le cas des rafles de palmier, cette teneur en humidité peut être obtenue par séchage naturel pendant deux semaines, en tas de 2,50 m, dans des hangars ouverts. Après le séchage, les rafles doivent être déchiquetées. Une autre méthode de conditionnement possible consiste à déchiqueter d'abord les rafles puis à faire sécher les morceaux en couches de 5 cm d'épaisseur pendant trois jours. Cette dernière méthode réclame une aire de séchage dix fois plus grande que la première. Il est clair ici que la première méthode a été jugée préférable. Le conditionnement des rafles de palmier demande donc qu'elles soient séchées, déchiquetées et formées en boulets alors que le conditionnement des coques de café se limite à la mise en boulets.

Equipement

A4.20 Le tableau ci-dessous donne la liste résumée de l'équipement nécessaire.

Tableau A4.9: EQUIPEMENT NECESSAIRE POUR FABRIQUER DES BOULETS
AVEC DES RAFLES DE PALMIER

Silo de séchage	1
Déchiqueteuse	1
Silo de stockage de la matière première	-
Machine à fabriquer les boulets	1
Silo de stockage des boulets	2
Bande transporteuse	4
Bouteur	-
Chariots élévateurs	2

Caractéristiques du produit

A4.21 Le tableau suivant donne les caractéristiques des boulets.

Tableau A4.10: CARACTERISTIQUES DES BOULETS DE
RAFLES DE PALMIER

Teneur en humidité	0,10
Valeur calorifique haute <u>a/</u>	20,000 KJ/kg
Valeur calorifique basse <u>b/</u>	15,760 KJ/kg
Densité en vrac	600-800 kg/m ³

a/ base sèche, sans cendre.

b/ base humide.

Capacité de production d'une installation de fabrication de boulets de rafles de palmier à Ehania

A4.22 Nous allons considérer ici la capacité d'une installation de fabrication de boulets à l'huilerie d'Ehania. Il a déjà été indiqué au chapitre II (cf. Tableau 2.7) que la production ferme de rafles à Ehania est de 20.260 t/an (teneur en humidité: 0,63). En conséquence, la production annuelle de boulets (teneur en humidité: 0,10) serait de 8.329 tonnes (le facteur de réduction au séchage est de 0,41). Pendant les mois de pointe, la production serait d'environ 13% de la production annuelle totale, soit 1.080 tonnes de boulets par mois.

A4.23 La capacité de production des boulets doit être adaptée à la capacité de traitement en régimes de fruits frais qui est de 40 tonnes de régime de fruits frais (TRFF) par heure. La production de rafles humides est alors de 0,26 t/TRFF. En conséquence, la capacité de production de boulets ayant une teneur en humidité de 0,10 est de $0,41 \times 0,26 \times 40$ t/h = 4,3 t/h.

A4.24 La taille des hangars de séchage nécessaires est estimée à 1.510 m². On suppose qu'en saison les boulets seront retirés des silos de stockage toutes les deux semaines pour être transportés à Abidjan. Dans ces conditions, la capacité de stockage du silo devrait être de 540 t. Avec une densité en vrac de 0,750, le volume des boulets serait de 720 m³ qui pourraient être stockés dans deux silos cylindriques de 8 m de haut et de 7,6 m de diamètre.

A4.25 La capacité de production d'une installation de fabrication de boulets de coques de café sera examinée dans notre étude sectorielle de l'industrie du café.

Coûts des boulets de rafles de palmier rendus à Abidjan

A4.26 Les coûts d'investissement (coûts à la fin de 1985) de l'installation de fabrication de boulets considérée sont donnés dans le tableau suivant:

Tableau A4.11: DUREE DE VIE DE L'EQUIPEMENT, COUTS D'INVESTISSEMENT
ET COUTS ANNUALISES DU CAPITAL POUR UNE INSTALLATION DE FABRICATION
DE BOULETS DE RAFLES DE PALMIER A EHANIA

	Durée de vie (an)	Investis. (\$)	Coûts annualisés du capital (\$)
Hangars de séchage ouverts (1.510 m ² à 100 \$ 'e m ²)	25	151.000 a/	16.640 a/
Déchiqueuse	10	80.000	13.020
Machine à fabriquer les boulets	10	150.000	24.410
Deux silos de stockage des boulets (100 \$/m ³)	25	72.000 a/	7.930 a/
Quatre bandes transporteuses	10	40.000	6.510
Deux chariots élévateurs	10	30.000	4.880
Total		523.000	73.390

a/ Coûts en monnaie locale.

A4.27 Les coûts annuels d'une installation de fabrication de boulets de rafles de palmier à Ehania sont résumés dans le tableau A4.12. La consommation de courant électrique est de 100 kWh/t, soit 0,83 GWh/an pour une production de 8.330 t/an. Dans le scénario B, l'électricité peut être produite par le groupe à turbines à vapeur ne brûlant que des fibres et des coques. Pour cette raison, les coûts de l'électricité ne sont pas pris en compte.

**Tableau A4.12: COUTS ANNUELS D'UNE INSTALLATION DE
FABRICATION DE BOULETS A EHANIA (DOLLARS DE 1985)**

	Monnaie nationale	Devises	Total
COUTS ANNUALISES DU CAPITAL	24,570	48,820	73,390
COUTS ANNUELS D'EXPLOITATION			
Main-d'oeuvre			
spécialisée (1 homme-an)	12,000	-	12,000
non spécialisée (5 hommes-an)	7,500	-	7,500
Entretien et réparation (5 \$/t + 3% de l'investissement)	<u>28,670</u>	<u>28,670</u>	<u>57,340</u>
TOTAL	72,740	77,490	150,230
Production annuelle:		8,330 t/an	
Coût par tonne de boulets:		18,03 dollars	

A4.28 Le coût des boulets de rafles de palmier destinés à être utilisés comme combustible dans des chaudières, rendus dans la zone industrielle d'Abidjan, se compose des trois éléments suivants:

- (a) Coût de production de boulets de rafles de palmier à l'huilerie,
- (b) Coût de transport des boulets de l'huilerie à la zone industrielle d'Abidjan,
- (c) Coût de renoncement à la valeur des cendres utilisées comme engrais.

Comme il est indiqué au tableau A4.12, le coût de production est de 18,03 dollars/t. Le transport d'Ehania à Abidjan (163 km à 0,10 dollars/t/km) coûte 16,30 dollars/t. Le coût de renoncement à la valeur des cendres de rafles utilisées comme engrais peut-être estimé à 4,99 dollars/t de boulets (teneur en humidité = 0,10). Ainsi, le coût total des boulets d'Ehania rendus à Abidjan est de 39,32 dollars/t. La valeur énergétique des boulets (valeur calorifique basse) est de 15.760 MJ/t et le coût unitaire de l'énergie produite avec des boulets de rafles de palmier est donc de 0,00249 dollar/MJ (0,971 franc CFA/MJ). Dans le cas de rafles non conditionnées d'Ehania rendues à Abidjan, le coût de l'énergie produite est de 0,785 franc CFA/MJ, ce qui est un coût inférieur à celui de l'énergie produite avec les rafles transformées en boulets.

A4.29 Le coût des boulets de coques de café rendus à Abidjan sera examiné dans notre étude sectorielle de l'industrie du café.

Conclusion

A4.30 L'utilisation de rafles séchées transportées en vrac est plus économique que l'utilisation des mêmes rafles transformées en boulets avant le transport. En conséquence, la solution consistant à transformer les rafles de palmier en boulets peut être éliminée.

Volume II, Annexe 5

PROJET PILOTE DE PALMIER A HUILE: FABRICANTS D'EQUIPEMENTS

5.1 Fabricants d'équipements fonctionnant avec des combustibles de la biomasse:

- Agro Biogas GmbH + Bieder KG
Gettorferstrasse 1
2301 Osdorf
République fédérale d'Allemagne
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
Pays-Bas
- Liebhard KG
Altmarckstrasse 40
3300 Braunschweig
République fédérale d'Allemagne
- H. Nolting
Wiebuschstrasse 15
4930 Deltmold
République fédérale d'Allemagne
- Entreprise générale de chauffage industriel PILLARD
B.P. 202
13268 Marseille Cédex 8
France
- Viessmann Werke AG
Postfach 13
3539 Allendorfer/Eder
République fédérale d'Allemagne
- Vyncke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8730 Harelbeke
Belgique
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
République fédérale d'Allemagne

5.2 Fabricants de groupes électrogènes complets fonctionnant avec des produits du bois comme combustible:

- Buderus AG
Werk Omnical
Postfach 61
6344 Dietzhoelztal-Ewersbach
République fédérale d'Allemagne
- Heillbronn GmbH
Postfach 213
8200 Rosenheim
République fédérale d'Allemagne
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
Pays-Bas
- Alsthom Atlantique
BP 111
93123 La Courneuve Cedex
France
- Vyncke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8730 Harelbeke
Belgique
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
République fédérale d'Allemagne

5.3 Fabricants de petites turbines à vapeur:

- Peter Brotherhood Eng. Ltd.,
Peterborough
Royaume-Uni
- Heywood-Tyler
5, Highpoint
Farley Hill
Luton
Royaume-Uni
- KKK-AG
Kuehnle, Kopp & Kausch
Postfach 265
6710 Frankenthal/Pfalz
République fédérale d'Allemagne

- Turbinenfabrik J. Nadrowski GmGH
Postfach 6104
4800 Bielefeld 1
République fédérale d'Allemagne

5.4 Fabricants de systèmes fourneau-chaudière à alimentation par en-dessous et fonctionnant avec des combustibles de la biomasse:

- Alsthom Atlantique
BP 111
93123 La Courneuve Cedex
Paris
France
- Buderus AG
Werk Omnical
Postfach 61
6344 Dietzhoelztal-Ewersbach
République fédérale d'Allemagne
- Kara Engineering Almelo B.V.
Postbus 570
7600 AN Almelo
Pays-Bas
- Entreprise générale de chauffage industriel PILLARD
B.P. 202
13268 Marseille Cedex 8
France
- Vyncke Warmtetechniek N.V.
Gentsesteenweg 224
B-8730 Harelbeke
Belgique
- Gebrueder Weis KG
Postfach 1916
6340 Dillenburg
République fédérale d'Allemagne

5.5 Fabricants de systèmes gazogènes fonctionnant avec des combustibles de la biomasse:

- Producers Rice Mill (PRM)
P.O. Box 473
Stuttgart
Arkansas 72160
Etats-Unis

Volume II, Annexe 6

ESSAIS DE GAZEIFICATION DES RESIDUS DU CAFE

Objectif

A6.1 L'objectif des expériences décrites ci-dessous consistait à essayer de comprendre le comportement des briquettes de coques de café pendant la gazéification dans un gazogène à bois classique à tirage inversé du type "Imbert". La quantité disponible des briquettes de coques de café était petite (environ 30 kg); en conséquence, la durée de fonctionnement du gazogène pendant l'alimentation avec les briquettes a été courte (environ une heure) et aucune conclusion définitive n'a pu être tirée quant à l'utilisation possible de ce type de combustible pour un fonctionnement de longue durée. Cependant, sur la base des observations sur le comportement du combustible et sur la qualité du gaz produit, quelques conclusions préliminaires peuvent être tirées quant aux modifications du gazogène qui seraient peut-être nécessaires pour utiliser les briquettes de coques de café comme combustible.

Combustible

A6.2 Les expériences ont été conduites avec des briquettes de coques de café fabriquées à partir d'échantillons de coques de café ivoirien par la Station de technologie forestière de Gembloux (Belgique). Comme la presse à vis conique et la presse à vérin n'étaient capables ni l'une ni l'autre de produire des briquettes d'une qualité suffisante, les briquettes utilisées ont été fabriquées avec une presse à fourreau chauffant. Les conditions d'utilisation de la presse sont données dans le tableau ci-dessous et les propriétés physiques, mécaniques et chimiques des briquettes sont données dans le tableau suivant.

Tableau A6.1: CONDITIONS D'UTILISATION DE LA PRESSE A FOURREAU CHAUFFANT
POUR LA PRODUCTION DE BRIQUETTES DE COQUES DE CAFE

Température du fourreau chauffant	400 °C
Consommation d'énergie de la presse	
Fourreau chauffant	314 Wh/kg de coques
Moteur de la presse	66 Wh/kg de coques
Vitesse de la presse	400 tours/mn
Production de briquettes	38 kg/h

**Tableau A6.2: PROPRIETES PHYSIQUES, MECANQUES ET
CHIMIQUES DES BRIQUETTES DE COQUES DE CAFE**

Densité		
A 20 °C et 65% d'humidité relative		1,290 kg/m ³
A 20 °C et 85% d'humidité relative		1,108 kg/m ³
Teneur en humidité par rapport au poids à sec		
A 20 °C et 65% d'humidité relative		10,2%
A 20 °C et 85% d'humidité relative		16,2%
Immersion dans l'eau		
Augmentation de volume		113%
Augmentation de volume par minute		11,0%/mn.
Friabilité (perte par kg de briquettes)		
A 20 °C et 65% d'humidité relative		0,08 kg
A 20 °C et 85% d'humidité relative		0,08 kg
A 20 °C et 95% d'humidité relative		0,08 kg
Analyse élémentaire (par rapport au poids à sec)		
Hydrogène		5,40%
Carbone		46,28%
Azote		1,71%
Oxygène		37,04%
Matières minérales		9,57%
Valeur calorifique haute		
A sec, sans cendre		20,52 MJ/kg
Dans l'état de réception		16,84 MJ/kg
Valeur calorifique basse		
A sec, sans cendre		19,5 MJ/kg
Dans l'état de réception		15,41 MJ/kg

Equipement utilisé

A6.3 Les expériences ont été exécutées avec un gazogène à tirage inversé dont le schéma est donné à la figure A6.1. Les différentes parties de l'installation sont décrites brièvement ci-dessous.

Gazogène

A6.4 L'appareil est constitué par un gazogène à tirage inversé, à double paroi, avec isolement extérieur, entrée d'air en couronne et cinq buses d'alimentation en air. L'intérieur est garni d'un revêtement réfractaire et comporte une buse (gorge) et une grille rotative manuelle pour le décendrage. Il y a une porte d'inspection, une porte pour les

cendres, une ouverture pour l'allumage et un volet d'entrée d'air. La température des gaz à la sortie peut être mesurée à l'aide d'un thermocouple bimétallique. Les chutes de pression au-dessus du combustible et de la zone de réduction dans le gazogène sont mesurées à l'aide de manomètres différentiels.

Refroidisseur-purificateur

A6.5 L'installation comporte une partie où s'effectue le refroidissement et la purification du gaz et qui se compose des éléments suivants:

- (a) Séparateur à cyclone;
- (b) Filtre à chicane;
- (c) Filtre à sacs;
- (d) Labyrinthe refroidisseur de gaz à convection naturelle.

Les chutes de température et de pression dans les différents segments de filtrage et de refroidissement sont mesurées à l'aide de thermomètres et de manomètres différentiels.

Moteur et génératrice

A6.6 L'installation est équipée d'un moteur à gaz Ford six cylindres (6,6 litres de cylindrée) dont le régime est automatiquement contrôlé par un régulateur électronique Heinzmann actionnant un volet-papillon situé dans la veine du mélange gaz-air secondaire. Il a une puissance nominale maximum de 25 à 30 kW selon le pouvoir calorifique du gaz. Le moteur est relié directement à une génératrice Leroy-Somer dont la puissance nominale maximum est de 35 kVA. Ce groupe électrogène est équipé de l'appareillage nécessaire à la mesure de la tension, de l'intensité et de la fréquence du courant.

Mode opératoire de l'expérience

A6.7 Compte tenu de la faible quantité des coques de café disponible, le gazogène a été démarré au bois. Pendant toute l'expérience, la charge du moteur a été maintenue constante à 20 kWe. Dès la stabilisation de la réaction, on a introduit les briquettes de coques de café, tout en maintenant la charge du moteur constante à 20 kWe. Une fois toutes les briquettes introduites, l'expérience a été poursuivie pendant deux heures en ajoutant du bois. Cette façon de faire permet d'obtenir des renseignements sur le comportement des briquettes de coques de café carbonisées dans la zone de réduction du réacteur.

A6.8 Les paramètres continuellement mesurés pendant l'expérience ont été les suivants:

- (a) Température à la sortie du gazogène (T_1);
- (b) Chute de pression au-dessus de la zone de réduction du gazogène (P_1);
- (c) Chute de pression en aval de la section de filtrage (P_2);
- (d) Pouvoir calorifique du gaz (H).

En outre, un certain nombre d'échantillons du gaz produit par le bois et par les briquettes de coques de café ont été prélevés pendant l'expérience et analysés par chromatographie gazeuse.

Résultats et conclusions

A6.9 Les résultats chiffrés de l'expérience sont donnés dans les tableaux A6.3 et A6.4.

A6.10 On peut tirer les conclusions préliminaires suivantes:

- (a) La chute de pression au-dessus de la zone de réduction du gazogène augmente (par rapport au bois) quand l'appareil brûle les briquettes de coques de café. Ceci est dû probablement à la désagrégation des briquettes carbonisées. En fonctionnement continu, une grille de décendrage à rotation continue serait probablement nécessaire. Ceci conduira à une combustion du carbone moins complète qu'avec le bois et à une gazéification moins efficace dans l'ensemble.
- (b) Comme la chute de pression en aval du segment de filtrage reste constante, on peut conclure provisoirement que la gazéification des briquettes de coques de café ne produit pas de grandes quantités d'escarbilles.
- (c) En comparant les pouvoirs calorifiques, il paraît évident qu'il n'y a pas beaucoup de différences entre le gaz produit avec du bois et le gaz produit avec des briquettes de coques de café. Si même il y a une différence, il semblerait que le pouvoir calorifique du gaz produit avec les coques de café serait légèrement supérieur.
- (d) Pendant l'expérience qui a été de courte durée, aucun problème de formation de scories n'a été rencontré.
- (e) L'analyse chromatique indique clairement que le gaz produit avec les briquettes de coques de café est relativement plus riche en hydrocarbures légers que le gaz produit par le bois. En conséquence, la teneur en goudron du gaz des briquettes est peut-être un peu plus élevée. Ceci aurait peut-être des conséquences sur les besoins de nettoyage du matériel.

Conclusion d'ensemble

A6.11 Les briquettes de coques de café offrent une possibilité intéressante d'utilisation dans les gazogènes classiques du type Imbert.

**Tableau A6.3: VALEUR D'UN CERTAIN NOMBRE DE PARAMETRES MESURES
PENDANT L'EXPERIENCE DE GAZEIFICATION DES BRIQUETTES DE COQUES DE CAFE**

Temps	T ₁ (°C)	P ₁ (cm d'eau)	P ₂ (cm d'eau)	H (MJ/Nm ³)
CHAUFFAGE AU BOIS				
13,50	250	4	7	5,1
14,00	270	3	9	4,9
14,10	290	3	8	4,8
14,20	295	3	7	5,1
14,30	300	3	8	5,0
14,40	310	2	9	4,9
14,50	315	2	8	4,8
15,00	320	2	8	4,7
15,10	320	3	9	4,8
15,20	320	2	8	4,7
15,30	320	3	9	4,6
CHAUFFAGE AVEC DES BRIQUETTES DE COQUES DE CAFE				
15,40	290	5	8	4,8
15,40	280	30	9	5,1
16,00	290	60	8	5,3
16,10	280	75	7	5,4
16,20	290	70	9	4,9
16,30	290	70	7	5,1
16,40	290	75	8	4,7
CHAUFFAGE AU BOIS				
16,50	295	50	9	4,9
17,00	300	35	8	5,0
17,10	305	30	7	5,1
17,20	310	15	8	5,0
17,30	320	5	9	4,9
17,40	320	4	9	5,0
17,50	320	3	7	5,0
18,00	320	3	9	4,8
18,10	320	2	7	5,0
18,20	320	3	7	5,1

**Tableau A6.4: COMPOSITIONS TYPQUES DES GAZ PRODUITS AVEC DU BOIS
ET AVEC DES BRIQUETTES DE COQUES DE CAFE**

Corps	Gaz de bois (volume en %)	Gaz des briquettes de coques de café (volume en %)
H ₂	17,171	18,292
O ₂	-	-
N ₂	58,244	49,266
CH ₄	-	-
CO	24,074	23,268
CO ₂	0,511	9,088
C ₂ H ₄	-	0,087
C ₂ H ₆	-	-
C ₃	-	-
Valeur calorifique basse (MJ/m ³)	4,887	4,958

Gazéification de coques de café en vrac dans un gazogène à coeur ouvert

Introduction

A6.12 Les coques de café ont été gazéifiées dans un gazogène à coeur ouvert d'un diamètre intérieur de 0,45 m, conçu à l'origine pour la balle de riz dont la teneur en cendres est élevée (jusqu'à 30%). On ne disposait pour l'expérience que de 14 kg de coques de café. En conséquence, le démarrage de l'appareil a été fait avec de la balle de riz. L'expérience a été faite deux fois.

Processus de gazéification à coeur ouvert

A6.13 Dans le gazogène à coeur ouvert, l'air est introduit à la surface du lit de combustion, sur toute la section de l'appareil. Le flux d'air est induit par la différence de pression causée par l'aspiration du gaz produit. L'alimentation en coques se fait continuellement à partir du haut ouvert de l'appareil et les coques descendent par gravité. Le gaz produit est aspiré en dessous de la grille. Les résidus de combustion sont enlevés continuellement et

descendent dans un bac à cendres recouvert par de l'eau. Avec un lit de combustible mobile et une zone de combustion fixe, la stabilisation du processus s'opère par réglage de l'alimentation en combustible et de l'extraction des cendres de façon à obtenir le taux voulu de production de gaz.

A6.14 Bien qu'en principe la gazéification dans un gazogène à coeur ouvert se fasse de la même manière que dans un gazogène ordinaire, les dispositifs de décendrage et de tirage de l'air dans le lit de combustible diffèrent notablement. Ces dispositifs sont très importants pour que le gazogène fonctionne correctement. Dans les gazogènes ordinaires à tirage inversé, l'air est injecté au milieu du lit, soit par une tuyère centrale, soit par des tuyères dans les parois, soit par une combinaison des deux systèmes. Ces systèmes ne conviennent pas pour les gazogènes fonctionnant à la balle de riz car ils produisent les effets néfastes suivants:

- (a) Création de points chauds et fusion des cendres en raison de la mauvaise répartition de l'oxygène;
- (b) Solidification ou dilatation du combustible au-dessus de l'entrée d'air; et
- (c) Trop grande vitesse des gaz à la sortie de la buse, ce qui gêne la régularité de la descente des matières solides.

Dans le gazogène à coeur ouvert, ces problèmes sont évités. En outre, le passage de l'air dans le système se traduit par un tirage net vers le bas, dans le même sens que le déplacement du lit de combustible. Ceci contribue à entraîner les produits du séchage et de la pyrolyse et permet d'amener les composants goudronneux dans la zone de combustion. Ainsi, les problèmes d'écoulement dus à la solidification du combustible causée par la remontée du goudron sont évités. Le mixage préalable de l'air et du goudron permet au moins d'obtenir le craquage complet du goudron produit par pyrolyse au-dessus de la zone de combustion. Cependant, le craquage du goudron produit par la pyrolyse résiduelle, dans la zone de combustion ou au-delà, n'est pas toujours complet et ce goudron peut se retrouver dans le gaz produit.

A6.15 L'alimentation des gazogènes à tirage inversé avec du bois, du charbon de bois ou du coke ne présente pas de problème d'extraction des cendres. Avec ces combustibles, les cendres ne représentent que 1 à 5% du poids initial. Les petites quantités de cendres peuvent alors être évacuées en secouant la grille, ou laissées dans le gazogène d'où elles sont enlevées périodiquement. Dans les appareils alimentés à la biomasse, comme par exemple avec de la balle de riz dont la teneur en cendres est importante, les problèmes d'extraction des cendres sont plus complexes. Les cendres de balle de riz représentent 25 à 35% du poids initial. Il faut alors disposer d'un système de décendrage continu.

A6.16 Contrairement aux gazogènes ordinaires à lit mobile, les gazogènes à tirage inversé alimentés à la balle de riz ne comportent pas de gorge puisque le volume du combustible ne diminue pas pendant la gazéification. La présence d'une gorge entraînerait le blocage rapide de l'écoulement du combustible.

A6.17 La faible densité de la balle de riz en vrac et sa haute teneur en cendres entraînent des problèmes de fonctionnement particuliers. Il faut que l'appareil soit muni d'un mécanisme d'alimentation bien contrôlé, relié au système de contrôle du débit du gaz en même temps qu'au système d'enlèvement des cendres, pour éviter une suralimentation ou une sous-alimentation. La suralimentation conduirait facilement à une chute excessive de pression entre l'amont et l'aval du lit de combustible, ou même à un blocage complet. Une chute de pression trop forte entraînerait une diminution du débit de gaz et de sa qualité. La sous-alimentation peut conduire à la formation d'une cheminée dans la zone de combustion qui se traduirait par une mauvaise réduction du CO_2 et du H_2 , et même à des explosions en cas d'éruption d'oxygène. Une extraction trop lente des cendres se traduirait par une remontée de la zone de combustion. Une extraction trop rapide entraînerait une descente de la zone de combustion vers la grille et produirait les mêmes effets détériorants que la sous-alimentation.

Organisation de l'expérience

A6.18 La figure A6.1 montre le schéma du gazogène à balle de riz utilisé pour l'expérience. L'installation se compose d'un système d'alimentation à vis, d'un gazogène à tirage inversé avec dispositif de décendrage, d'un système de refroidissement et de nettoyage du gaz composé de deux séparateurs à cyclone, d'un épurateur à eau et d'un ventilateur pour assurer l'écoulement du gaz. Divers appareils de mesure ont été installés pour le fonctionnement et la sécurité, ainsi que pour obtenir les renseignements nécessaires sur le processus de gazéification. Le gazogène ne comporte pas d'agitateur pour faciliter l'écoulement car cela aurait compliqué sa construction et son fonctionnement. Le diamètre interne de l'appareil est de 45 cm et la hauteur choisie peut être de 50 ou de 100 cm en enlevant ou en remettant un élément. Le système d'extraction des cendres se compose d'une grille fixe munie d'un racleur rotatif et d'un système d'évacuation avec bac de recueil des cendres couvert par de l'eau. Le racleur muni de huit lames tourne continuellement grâce à un arbre axial entraîné par un moteur électrique à vitesse variable. La grille fixe est montée sous les lames du racleur. Elle est formée par un disque en acier de 2 mm d'épaisseur, perforé de trous carrés de 5 mm de côté situés à 8 mm les uns des autres, ce qui laisse un espace de 3 mm entre les trous. Le système d'évacuation des cendres se compose d'un balayeur à quatre palettes situé au fond de l'appareil et d'un bac équipé d'un agitateur pour éviter que les cendres ne s'accumulent à la surface de l'eau. Le balayeur et le racleur sont montés sur le même arbre. L'agitateur tourne sur un arbre séparé situé sur le côté du gazogène et il est entraîné par une courroie de transmission à partir de l'arbre du racleur-balayeur. La vitesse

d'extraction des cendres est réglable en faisant varier la vitesse de rotation du racleur, ce qui fait donc varier simultanément la vitesse du racleur-balayeur et de l'agitateur.

A6.19 Après avoir quitté le gazogène, le gaz entre dans un système de nettoyage et de refroidissement qui se compose de deux séparateurs à cyclone et d'un épurateur à eau. Les séparateurs débarrassent le gaz de la plus grande partie des cendres et des escarbilles entraînées par le mouvement du gaz. Les gaz chauds sont refroidis principalement dans l'épurateur à eau où la plus grande partie des goudrons et des liquides condensables est enlevée. L'eau de l'épurateur est constamment filtrée, passe par un échangeur de chaleur à refroidissement par eau puis circule à nouveau dans l'épurateur. Les gouttelettes en suspension dans le gaz sont enlevées en haut de l'épurateur. En passant dans circuit de nettoyage et de refroidissement, le gaz se refroidit et sa température tombe de 330 °C environ à la sortie du gazogène à environ 40 °C à l'entrée du ventilateur.

A6.20 Les débits de gaz ont été mesurés à l'aide d'un appareil à venturi. Les températures à l'intérieur du gazogène et à un certain nombre d'endroits le long du trajet du gaz ont été mesurées à l'aide de thermocouples chrome-aluminium et enregistrées continuellement. Toutes les dix minutes, un échantillon du gaz produit a été prélevé automatiquement à la sortie du gazogène en vue d'analyser sa composition par chromatographie gazeuse. Le pouvoir calorifique du gaz a été enregistré continuellement à l'aide d'un calorimètre à gaz.

Mode opératoire de l'expérience

A6.21 Le gazogène a été utilisé à son rythme de production normal de 30 m³/h. Il a été démarré avec de la balle de riz. Une fois son fonctionnement stabilisé, environ 7 kg de coques de café ont été introduites à la vitesse d'environ 10 kg/h. Après introduction des coques de café, le gazogène a continué à être alimenté avec de la balle de riz jusqu'à ce que le fonctionnement se stabilise à nouveau. Pendant les expériences, la cendre a été enlevée continuellement et envoyée dans le bac recouvert d'eau à l'aide du dispositif d'extraction. Ensuite, la cendre a été retirée périodiquement de l'eau à la main. Des échantillons de cendres ont été prélevés et analysés. Les variables du fonctionnement sont données dans le tableau A6.5 et les caractéristiques de la balle de riz et des coques de café sont données au tableau A6.6.

A6.22 L'installation toute entière a été vérifiée, nettoyée et préparée avant le début de chaque expérience. Le plein de la trémie était refait périodiquement à l'aide d'une quantité de balle de riz déterminée par pesée, de façon à ce que le gazogène soit alimenté continuellement en combustible. L'appareil a été allumé en laissant tomber un morceau de papier enflammé sur une couche de combustible de 10 à 15 cm d'épaisseur, de manière à mettre en route le processus de gazéification. Le ventilateur a servi à aspirer l'air sous le lit de combustible. Une fois la couche de combustible arrivée au rouge vif, le

gazogène a été rempli de balle de riz jusqu'au niveau voulu. Le système d'extraction des cendres a été mis en route quand la zone de combustion était arrivée près de la partie supérieure du lit de combustible. Les vitesses d'alimentation en combustible et d'extraction des cendres ont été alors réglées de façon à les adapter au débit du gaz. Initialement, le débit du gaz a varié avec sa température. En conséquence, il a fallu un certain temps pour régler et équilibrer les différentes commandes jusqu'à ce que la hauteur du lit se stabilise et que la position de la zone de combustion soit fixe. Ensuite, le débit de gaz a été maintenu constant. Trente minutes environ après le démarrage, l'appareil produisait du gaz de bonne qualité mais il a fallu environ deux heures pour que le système soit stabilisé et fonctionne avec régularité et que les vitesses d'alimentation et d'extraction des cendres soient bien réglées. Le processus de gazéification a été interrompu en arrêtant le ventilateur et en couvrant le gazogène.

Résultats

A6.23 Les valeurs calorifiques basses du gaz produit à l'état stabilisé et les températures moyennes du lit de combustible (mesurées à différentes hauteurs) au cours des deux expériences sont données au tableau A6.7. Après l'introduction des coques de café, la température a diminué. Une situation stabilisée n'a pas pu être obtenue pendant la durée trop courte de l'expérience.

A6.24 Dans ce gazogène, les coques de café produisent un gaz plus pauvre que la balle de riz. Après que le gazogène ait été alimenté de nouveau avec de la balle de riz, la qualité du gaz a augmenté immédiatement et sa température a également augmenté d'environ 100 °C en une heure. Pendant l'alimentation avec des coques de café, on a observé la formation d'une cheminée et le déplacement de la zone de combustion vers le haut. Ceci risque de causer une mauvaise réduction du CO_2 et du H_2 , et même une explosion en cas d'éruption d'oxygène.

Conclusion

A6.25 Les conclusions doivent être tirées avec précaution en raison de la petite quantité de coques de café utilisée dans l'expérience. Bien que la qualité du gaz ait été suffisante pour faire fonctionner le moteur à combustion interne, le pouvoir calorifique était relativement faible (environ 4 MJ/m³). On a également observé la formation d'une cheminée et des anomalies de tirage à certains endroits. Cependant, ces insuffisances pourraient être compensées par des modifications du matériel, ou par des changements de mode opératoire. Des conclusions définitives sur l'utilisation des coques de café en vrac dans des gazogènes à coeur ouvert ne pourront être tirées qu'après des expériences plus complètes.

**Tableau A6.5: VARIABLES DE FONCTIONNEMENT DU GAZOGENE A
A BALLE DE RIZ DE 0,45 m A TIRAGE CONTINU**

Vitesse d'alimentation	10 à 25 kg/h
Débit de gaz	12 à 35 m ³ /h
Température de pointe du lit de combustible	700 à 1.000 °C
Hauteur du lit de combustible	50 cm
Pression	Atmosphérique (système ouvert)

**Tableau A6.6: PROPRIETES PHYSIQUES DE LA BALLE DE RIZ
ET D'S COQUES DE CAFE**

	Balle de riz	Coques de café
Densité en vrac (kg/m ³)	100	174
Teneur en humidité %	11,5 - 12,5	10,3
H (% du poids à sec)	5,5	5,6
C (% du poids à sec)	51,4	47,2
O (% du poids à sec)	42,4	38,1
N (% du poids à sec)	0,7	1,8
Cendres (% du poids à sec)	19,5	7,4
Valeur calorifique basse (MJ/kg à sec)	15,3	17,8

**Tableau A6.7: VALEUR CALORIFIQUE BASSE DU GAZ ET TEMPERATURE MOYENNE
DU LIT DE COMBUSTIBLE PENDANT LA GAZEIFICATION EN BRULANT
SUCCESSIVEMENT DE LA BALLE DE RIZ,
DES COQUES DE CAFE ET DE LA BALLE DE RIZ**

	Valeur calorifique basse (MJ/m ³)	Température moyenne du lit de combustible (°C)
Première expérience:		
- Balle de riz	4,9	560 à 500
- Coques de café	4,4 - 4,0	500 à 440
- Balle de riz	4,7	440 à 500
Deuxième expérience:		
- Balle de riz	4,4	550 à 480
- Coques de café	4,3 - 3,9	480 à 400
- Balle de riz	4,4	400 à 500

Figure A6.1

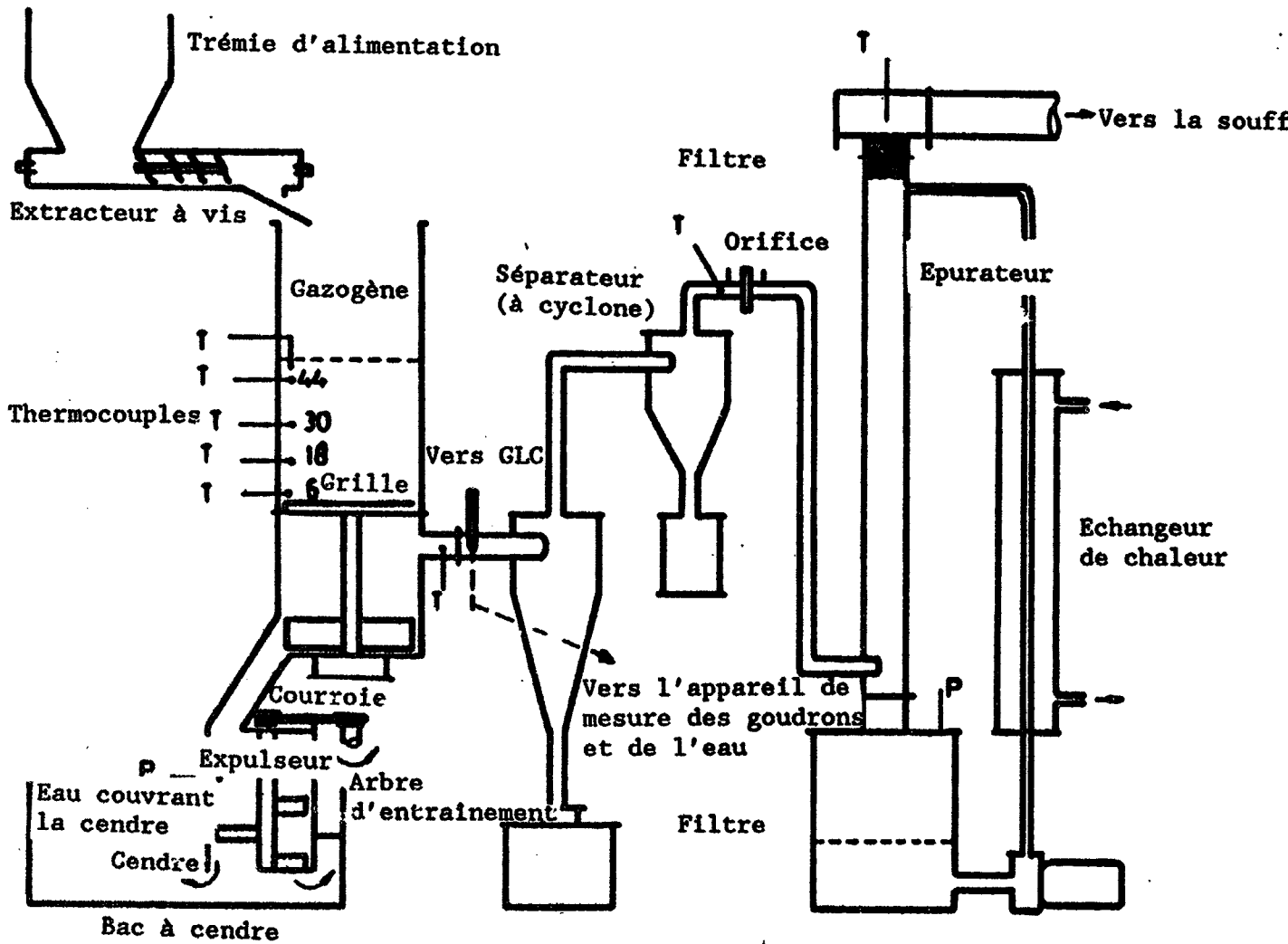
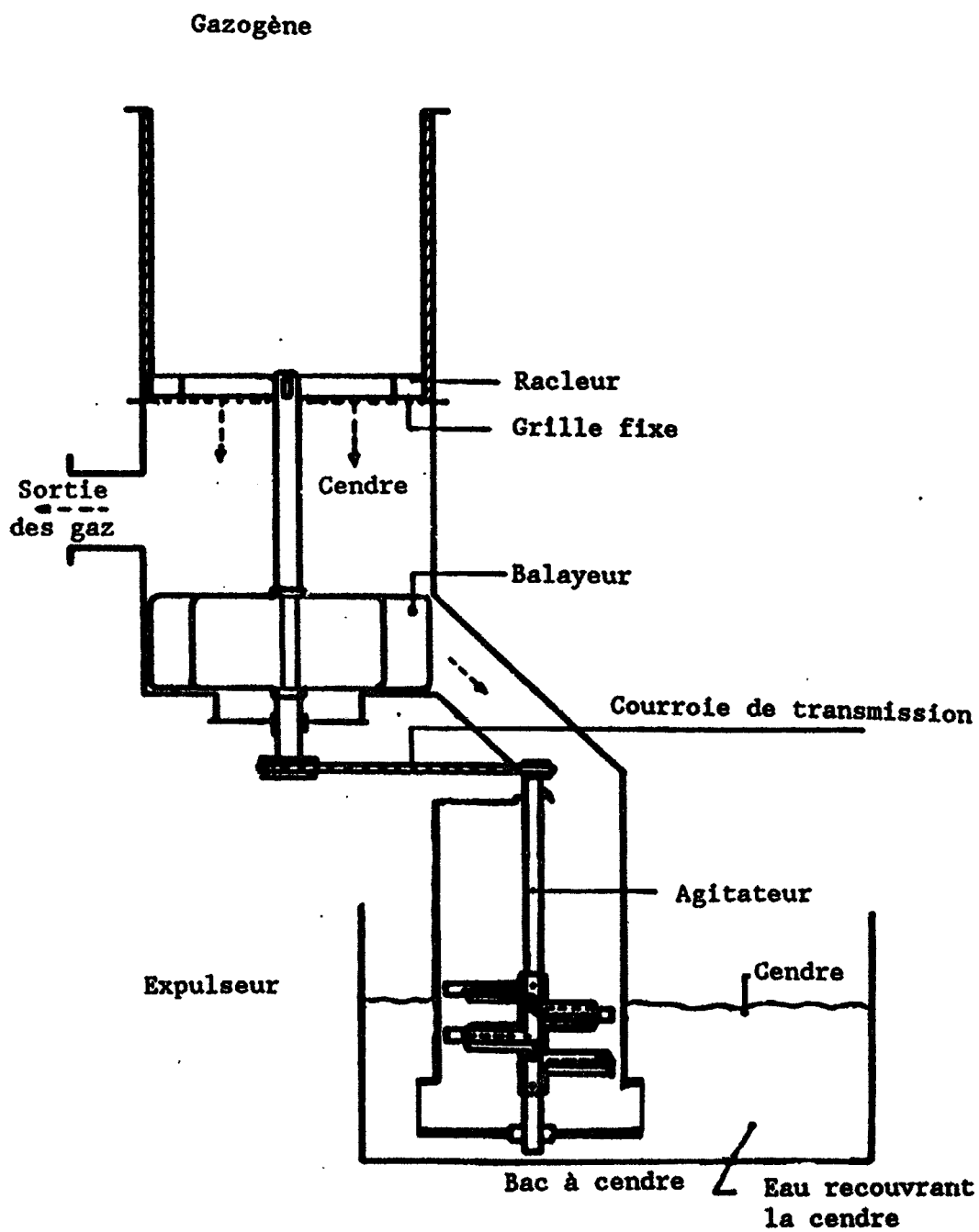


Figure A6.2



Gazogène à balle de riz, à tirage inversé
avec système de décendrage.

Volume II, Annexe 7

RESIDUS DES DECORTIQUERIES DE RIZ: INVESTISSEMENTS ET SPECIFICATIONS

Description et caractéristiques d'une installation électrogène du type
gazogène-combustion-turbine à vapeur d'une puissance brute
de 600 kW, alimentée à la balle de riz

I. Description

Un schéma du système est présenté à la figure 7.1.

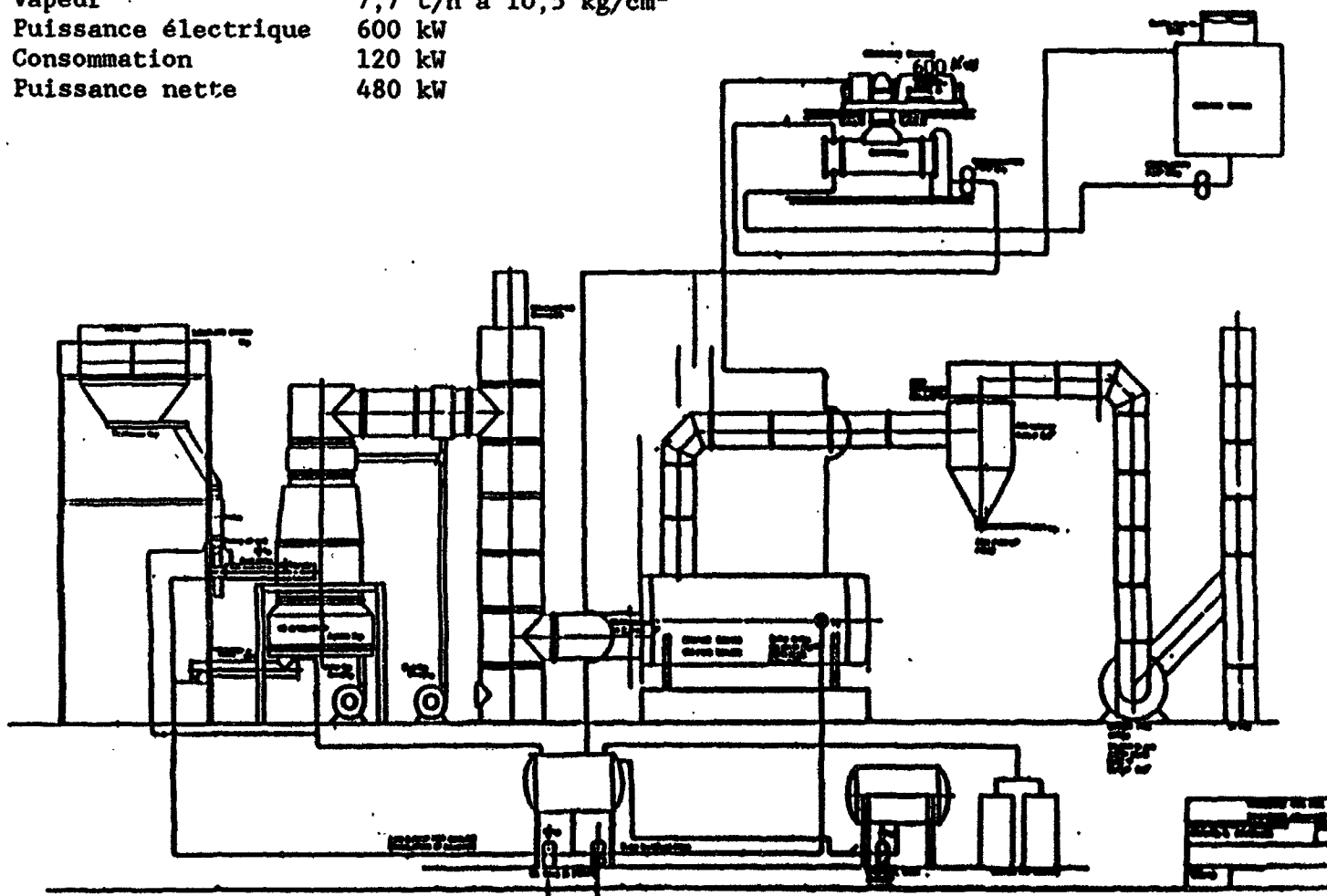
La balle de riz est extraite d'un silo de 2 t à l'aide d'une vis sans fin à vitesse variable qui la décharge dans un appareil de pesage à impact qui contrôle le débit quels que soient le tassement et les autres conditions secondaires ayant une influence sur la densité du combustible. Après l'appareil de mesure, la balle de riz est envoyée dans la partie inférieure centrale du gazogène à l'aide d'une seconde vis sans fin à refroidissement par eau.

Le réacteur se compose d'un cylindre d'acier dont le diamètre est réduit dans la partie supérieure. A l'intérieur, le cylindre est doublé d'un revêtement réfractaire capable de résister à une température de 1.650 °C en atmosphère de réduction. Pour le démarrage, le fourneau est amené à environ 650 °C à l'aide d'un brûleur à gaz. Une fois cette température atteinte, le réacteur est alimenté avec de la balle de riz et l'air de combustion est introduit en trois points.

Environ 10 à 15 % de l'air de combustion est admis sous le distributeur d'air, dans le fond du réacteur qui, à cet endroit, se comporte essentiellement comme un gazogène à lit fluidisé mécaniquement. Ce système permet un taux de gazéification de 300 kg/m² de surface du distributeur. Le débit d'air est contrôlé de façon à maintenir la fluidification en même temps qu'une température de 750 °C au fond du réacteur. Cette température est suffisante pour volatiliser complètement la balle de riz, assurer la combustion partielle d'une partie des gaz et du charbon résultant de la pyrolyse et produire un gaz combustible. Le faible débit d'air sous le feu permet d'avoir dans la zone de distribution un courant ascendant dont la vitesse est inférieure à 0,1 m/s. Cette faible vitesse, combinée avec un point d'entrée bas du combustible et une évacuation continue des cendres, assure un minimum d'entraînement des particules dans le gaz. Pour cette raison, il n'est pas nécessaire de nettoyer les gaz chauds pour les débarrasser des particules solides.

Figure 7.1

Taux d'alimentation	1.800 kg/h
Gaz chauds	17,5 t/h à 1093 °C
Vapeur	7,7 t/h à 10,5 kg/cm ²
Puissance électrique	600 kW
Consommation	120 kW
Puissance nette	480 kW



Le lit fluidisé mécaniquement sert aussi à évacuer les cendres d'une manière continue. Avec ce système, ce qui rentre en premier sort en premier et le retour en arrière est minimum. La vitesse peut être changée de façon à modifier la durée de séjour de la balle de riz dans la zone de distribution et à permettre ainsi de contrôler dans une certaine mesure la teneur en carbone des cendres. La cendre est extraite du fourneau à l'aide de deux vis sans fin refroidies. Elle est ensuite conduite dans un silo à cendre à l'aide d'un système pneumatique.

L'air secondaire de combustion est introduit à l'entrée de la conduite d'air chaud, ce qui conduit à une combustion partielle du gaz et à une augmentation de température d'environ 1.000 °C. A cette température, les produits de la pyrolyse, en particulier les goudrons, subissent un craquage, ce qui permet d'avoir un gaz combustible propre. Dans le brûleur à gaz chaud conçu spécialement, les gaz dont le pouvoir calorifique est d'environ 5 MJ/m³ sont mélangés avec l'air tertiaire de combustion et sont brûlés complètement. La combustion du gaz chauffe directement une chaudière ordinaire à tubulures produisant environ 6.350 kg de vapeur par heure à une pression de 11 bars. Cette vapeur sert à entraîner une turbine à condensation à deux étages, de 600 kW. Le circuit vapeur-eau comprend un condenseur refroidi par eau et une installation de traitement de l'eau.

II. Caractéristiques de l'équipement

1. STOCKAGE ET MANUTENTION DE LA BALLE DE RIZ

- | | | |
|-----|--|------------|
| 1.1 | Silo de stockage de la balle de riz (comprenant le silo lui-même et le système d'extraction)
- capacité | 2.000 kg |
| 1.2 | Vis de transport de la balle de riz à vitesse variable
- capacité maximum | 1.650 kg/h |
| 1.3 | Balance à impact assurant le mesurage continu du débit et du poids
- capacité maximum | 1.650 kg/h |
| 1.4 | Vis de transport de la balle de riz refroidie par eau (pour l'alimentation en combustible à l'intérieur du réacteur)
- capacité maximum | 1.650 kg/h |

2. CONVERSION DE LA BALLE DE RIZ

- | | | |
|-----|---|----------------------|
| 2.1 | Réacteur à lit fluidisé à foyer mécanique (comprenant un système de contrôle de l'air primaire de gazéification)
- capacité maximum
- température maximum | 1.650 kg/h
750 °C |
|-----|---|----------------------|

- surface de la grille du distributeur	5,5	m ²
- diamètre	2,65	m

2.2 Système d'extraction continu des cendres (comprenant des convoyeurs à vis et un système pneumatique d'évacuation des cendres froides)

- capacité maximum	330	kg/h
--------------------	-----	------

2.3 Conduites d'air chaud (comprenant un système de contrôle de l'air secondaire de gazéification)
- température maximum

1.000 °C

2.4 Brûleur de gaz chaud (comprenant un système de contrôle de l'air tertiaire de combustion)
- capacité maximum

3.300 m³
de gaz/h

3. PRODUCTION DE VAPEUR

Chaudière à tubulures comprenant: système de surchauffe, économiseur, ventilateur des gaz de la cheminée, système de contrôle du niveau d'eau, système de contrôle de la pression de vapeur, instruments nécessaires de mesure de la température et de la pression, dispositifs de sécurité nécessaires, plate-forme de service et cheminée en acier.

- pression maximum	16	bars
- pression dans la chambre supérieure	12	bars
- pression à la sortie de la chaudière	11	bars
- capacité maximum	6,35	t de vapeur/h

4. PRODUCTION D'ELECTRICITE

4.1 Turbines à vapeur à condensation avec système de contrôle du régime

- admission:		
- débit de vapeur	6,35	t/h
- pression	11	bars
- température		
- sortie:		
- débit de vapeur	6,35	t/h
- pression		
- température		
- nombre d'étages		
- vitesse de la turbine		
- vitesse de la génératrice		
- puissance maximum	600	.kW

- tension 400 V
- fréquence 50 Hz
- 4.2 Condenseur d'eau
 - capacité de condensation 6,35 t/h
 - pression
 - température
- 5. CIRCUIT EAU-VAPEUR
 - pompe d'extraction de l'eau de condensation
 - pompe électrique d'alimentation en eau
 - pompe d'alimentation de la turbine
 - installation de traitement de l'eau
 - appareil de déminéralisation
 - appareil de traitement chimique
 - capacité 0,5 m³/h
 - canalisations
 - vannes
 - calorifugeage
- 6. ELECTRICITE
- 6.1 Tableau des commandes de la turbine
- 6.2 Tableau des commandes électriques, matériel électrique divers et isolant
- 7. DIVERS
- 7.1 Pièces de rechange
- 7.2 Outils spéciaux
- 7.3 Appareils de mesure
- 7.4 Bâtiments (200 m²)

III. Coûts

1. Installation électrogène complète type gazogène-combustion-turbine à vapeur à lit fluidisé, alimentée à la balle de riz, comprenant:
 - trémie de stockage de la balle de riz
 - système d'alimentation en balle de riz
 - système de dosage de la balle de riz
 - réacteur à lit fluidisé à foyer mécanique
 - système d'extraction et de transport des cendres
 - conduite des gaz chauds et brûleur

- chaudière à vapeur et accessoires
- turbine à vapeur et alternateur
- condenseur refroidi par eau
- installation de traitement de l'eau de la chaudière
- conduites et canalisation d'eau et de vapeur, vannes et calorifugeage

Sous-total 1.400.000 \$

2. Articles divers

- pièces détachées 140.000 \$
- outils spéciaux 40.000
- appareils de mesure 10.000
- bâtiments (200 m² à 250 \$/m²) 50.000
- équipements électriques supplémentaires (50.000)

Sous-total 240.000
(Scénario B) (290.000)

3. Installation (30 % de l'investissement principal) 420.000

4. Fret, assurance et taxes

- transport Etats-Unis-Abidjan 100.000
- transport en Côte d'Ivoire 12.000
- droits de douanes (6 %) 84.000
- assurance (0,75 %) 10.500

Sous-total 206.500

TOTAL GENERAL 2.266.500
(scénario B) (2.316.500)

Dont:

Coûts en devises 1.952.500
(Scénario B) 2.002.500

Dépenses en monnaie locale, taxes 84.000
Autres dépenses en monnaie locale 230.000

Description et caractéristiques d'une installation à gazogène
à tirage inversé et à lit fixe (coeur ouvert) de 160 kW,
alimentée à la balle de riz

I. Description

La balle de riz sort d'une trémie de 3/4 t, et tombe dans un élévateur à godets qui la déverse au milieu de la partie supérieure du gazogène.

Le gazogène se compose d'un cylindre à double paroi comportant au sommet une ouverture servant d'entrée de la balle de riz et de l'air de gazéification. L'appareil est équipé d'une grille de tamisage rotative entraînée par un moteur électrique à vitesse variable. Le gaz produit et

les cendres passent à travers la grille actionnée que par intermittence de façon à assurer un décendrage suffisant. Les cendres qui passent à travers la grille sont recueillies dans un bac à cendres recouvert d'eau. Le gaz produit remonte le long du gazogène, entre la paroi intérieure et la paroi extérieure. Pendant son trajet vers le haut, il est refroidi de 900-1.000 °C à environ 300-400 °C, grâce à une jaquette de refroidissement à eau installée autour de la paroi extérieure. Le gaz est aspiré par la dépression produite par le moteur à gaz.

Le gazogène est mis en route à l'aide d'un ventilateur électrique de démarrage. Le ventilateur est coupé après la mise en route du moteur. Même après un arrêt prolongé (jusqu'à 24 h) le gazogène produit un gaz acceptable en 15 minutes environ.

Pendant la marche du gazogène, on contrôle le système à l'aide d'un dispositif de mesure à tige indiquant la position exacte de la zone de combustion. Quand la zone chaude remonte de trop, la grille de décendrage est actionnée. Quand le niveau de la balle de riz dans le gazogène devient trop bas, le mécanisme d'alimentation est mis en marche.

Le gaz chaud brut venant du gazogène passe successivement dans un tube où une pulvérisation d'eau le débarrasse des particules de cendres, puis dans deux tours d'épuration et de refroidissement parcourues par de l'eau pulvérisée et remplies de balles de plastique qui retiennent les composés goudronneux. L'appareil consomme 15 à 30 m³ d'eau par heure pour le nettoyage du gaz et l'évacuation des cendres. L'eau sale est envoyée dans le bac des cendres.

Après refroidissement et épuration, le gaz séjourne dans l'un des deux réservoirs à pression constante dans lesquels la vapeur se sépare du gaz puis il est envoyé dans un moteur à combustion interne à allumage par bougie, en passant par un carburateur assurant le mélange air-gaz. Le système utilise un très gros moteur diesel 6 cylindres à bas régime converti pour l'allumage par bougie et dont le taux de compression a été ramené à 9/1. Ce moteur est probablement le responsable principal du succès de l'installation grâce à ses soupapes découvertes très faciles à démonter pour le nettoyage. En fait, les soupapes doivent être démontées chaque semaine pour être nettoyées (elles sont remplacées par un jeu de soupapes de secours pendant le nettoyage). Le moteur est relié directement à un alternateur synchrone de 220 kW.

L'eau sale du bac à cendres est envoyée dans un bassin de décantation. Des pompes à eau chassent les particules de cendres du fond du bac dans un tuyau qui les disperse à la surface du bassin de décantation. Cette façon de procéder permet de maintenir les goudrons et les particules de cendres ou de charbon à la surface par adsorption. Les cendres et l'eau sont donc séparées et 70% de l'eau peut alors être recyclée après passage dans un autre réservoir.

II. Caractéristiques de l'équipement

1. GENERALITES

- capacité maximum	160	kW
- capacité nominale (à charge continue)	140	kW
- consommation de balle de riz	3,5 à 4	kg/kWh
- poids total approximatif	50	t
- volume total	50	m ³
- consommation maximum interne	26,7	kW
- consommation interne effective	18,0	kW

2. MANIPULATION ET STOCKAGE DU COMBUSTIBLE

2.1 Trémie de la balle de riz (comprenant la trémie elle-même et le système de décharge)

- capacité	750	kg
- hauteur	5	m

2.2 Elévateur à godets (comprenant les godets, les axes des godets, la courroie de l'élévateur et un moteur électrique de 1,5 kW)

- hauteur	6,20	m
-----------	------	---

3. GAZOGENE A BALLE DE RIZ

3.1 Gazogène à balle de riz (type à coeur ouvert, grille rotative, moteur électrique de 2,2 kW, pièces mécaniques, jaquette de refroidissement, bac de recueil des cendres, plate-forme de service, escalier)

- hauteur	3	m
- diamètre	2,3	m
- volume de la chambre	6,8	m ³
- production maximum de gaz	785	m ³ /h
- température de gazéification	900 à 1.000	°C
- température à la sortie du gazogène	300 à 400	°C

4. SYSTEME D'EPURATION ET DE REFROIDISSEMENT DU GAZ

4.1 Tube de nettoyage (comprenant des gicleurs de pulvérisation d'eau fonctionnant à une pression constante de 1,5 bar, et une soupape de sécurité)

- vitesse maximum du gaz	6,84	m/s
- débit maximum du gaz	2,4	m ³ /h

4.2 Deux tours d'épuration et de refroidissement (comprenant des gicleurs de pulvérisation intégrés à deux niveaux, un remplissage de balle de plastique et une soupape de sécurité)

- vitesse maximum du gaz 3,08 m/s
 - nombre de balles de plastique par tour 250
 - diamètre des balles de plastique 30 à 38 mm
 - débit maximum du gaz 4,8 m³/h
- 4.3 Réservoir de gaz à pression constante et à système de séparation de la vapeur (y compris une soupape de sécurité)
- volume 0,65 m³
- 4.4 Ventilateur d'aspiration (y compris un moteur électrique de 2,2 kW monté sur le même axe, une conduite de sortie et deux vannes actionnées à la main)
5. GROUPE ELECTROGENE
- 5.1 Moteur à gaz à combustion interne, à refroidissement par air (y compris le carburateur de mélange gaz-air, un régulateur de régime et un démarreur à air comprimé)
- puissance maximum 160 kW
 - puissance nominale en fonctionnement continu 140 kW
 - nombre de cylindres 6
 - alésage des cylindres 225 mm
 - course 300 mm
 - taux de compression 9/1
 - régime 600 t/mn
- 5.2 Alternateur synchrone (triphasé, 50 Hz, 400 V) y compris le système d'accouplement au moteur
- puissance maximum 220 kW
- 5.3 Tableau de commande électrique (comprenant coupe-circuits automatiques, protection contre les surcharges et les courts-circuits, interrupteur principal, voltmètre et ampèremètre)
- capacité 200 kW
- 5.4 Radiateur d'huile à refroidissement par eau
- 5.5 Compresseur à piston (moteur électrique de 4 kW, réservoir d'air comprimé, soupape de sécurité)
6. EQUIPEMENTS AUXILIAIRES
- 6.1 Deux pompes à eau centrifuges pour amener l'eau de refroidissement dans le système de nettoyage et de refroidissement (y compris deux moteurs électriques de 2,2 kW)

6.2 Deux pompes à eau centrifuges pour l'évacuation des cendres du bac à cendres du gazogène (y compris deux moteurs électriques de 4 kW)

6.3 Une pompe à eau centrifuge pour ramener de l'eau du bassin de décantation au réservoir principal (y compris un moteur électrique de 2,2 kW)

6.4 Canalisations

- gaz
- eau
- alimentation en balle de riz

6.5 Appareils de contrôle et de mesure

7. INFRASTRUCTURE (A CONSTRUIRE LOCALEMENT)

7.1 Bassin de décantation (en béton armé)
- dimensions

2 x 7 x 14 m

7.2 Réservoir d'eau (en béton armé)
- volume

30 m³

7.3 Réservoir d'eau (en béton armé) pour le refroidissement du radiateur d'huile
- volume

15 m³

8. MATERIEL NECESSAIRE POUR L'INSTALLATION

- matériaux
- outils à main
- moufle de 5 tonnes
- cric de levage
- chariot à main

9. PIECES DETACHEES

Suffisantes pour deux ans de fonctionnement sans ennui

III. Coûts

1. Gazogène-groupe électrogène à balle de riz, complet, comprenant:

- une trémie à balle de riz
- un élévateur à godets
- un gazogène à balle de riz
- un tube de nettoyage du gaz
- deux tours d'épuration et de refroidissement du gaz
- deux réservoirs de gaz
- un ventilateur d'aspiration du gaz
- un moteur à gaz

- un alternateur synchrone
- un tableau des commandes électriques
- un radiateur d'huile
- un compresseur
- deux pompes centrifuges pour l'eau de refroidissement
- deux pompes à eau centrifuges pour retirer les cendres du bac
- une pompe à eau centrifuge pour ramener l'eau du bassin de décantation
- conduites et canalisations pour le gaz, l'eau et la balle de riz

Total 232.300 \$

2. Infrastructure construite localement comprenant:

- bassin de décantation en béton
(196 m³ à 20 \$ le m³) 3.920 \$
- réservoir d'eau en béton
(30 m³ à 20 \$ le m³) 600 \$
- réservoir d'eau en béton
(915 m³ à 20 \$ le m³) 300 \$

Total 4.820 \$

3. Matériel d'installation comprenant:

- cornières et fers ronds, attaches, coudes, visserie, etc.
- moufle de 5 tonnes
- cric de levage
- chariot manuel
- petite poulie
- pompe à huile manuelle, etc.

Total 26.000 \$

4. Pièces de rechange pour deux années de fonctionnement

32.000 \$

5. Installation comprenant:

- transport Europe-Côte d'Ivoire 17.465 \$
- transport intérieur en Côte d'Ivoire 5.000 \$
- installation et mise en route 46.400 \$
- taxes (6%) 17.400 \$
- assurance (0,75%) 2.175 \$

Total 88.440 \$

TOTAL GENERAL 383.560 \$

Dont:

- Coûts en devises 337.780 \$
- Coûts en monnaie locale, taxes 17.400 \$
- Autres coûts en monnaie locale 28.380 \$

**Description et caractéristiques d'une installation
locomobile-groupe électrogène de 40 kW brûlant de la balle de riz**

I. Description

Un locomobile se compose d'une machine à vapeur semi-mobile combinée avec une chaudière multitubulaire et un fourneau spécial pour brûler la balle de riz. Les tubulures de la chaudière sont amovibles ce qui facilite grandement le détartrage. Pour les petites décortiqueries de la taille envisagée, il suffit d'un moteur à condensation à cylindre unique qui peut soit entraîner directement la décortiquerie, soit entraîner une génératrice. Le moteur et, le cas échéant la génératrice, sont fixés sur une base en béton séparée. Les décortiqueries plus importantes peuvent utiliser des locomobiles à moteur compound, à condensation ou non. Ce type d'installation a fait ses preuves depuis longtemps au point de vue fiabilité et longévité.

Il existe des locomobiles pour des puissances de 35 à 170 kW.

II. Caractéristiques

1. Fourneau

- longueur	1,10 m
- largeur	0,89 m
- consommation de balle de riz	2 à 2,5 kg/kg de vapeur

2. Chaudière

- pression	10 atmosphères
- surface de chauffe	30 m ²

3. Moteur à vapeur

- puissance	40 à 50 kW
- consommation de vapeur	10,3 à 13,3 kg/kWh
- nombre de cylindre	1
- alésage du cylindre	265 mm
- course	320 mm
- nombre de volants	2
- diamètre des volants	1,44 m
- vitesse de rotation	240 tours/mn

III. Coûts

Le coût d'équipement d'une installation avec locomobile a été évalué sur la base de 1.666,66 dollars/kW. Le coût du fret, de l'assurance, des taxes et de l'installation a été évalué à 33,3 % du coût de l'équipement.

Dans les conditions ci-dessus, les coûts d'investissement, équipement installé, sont les suivants:

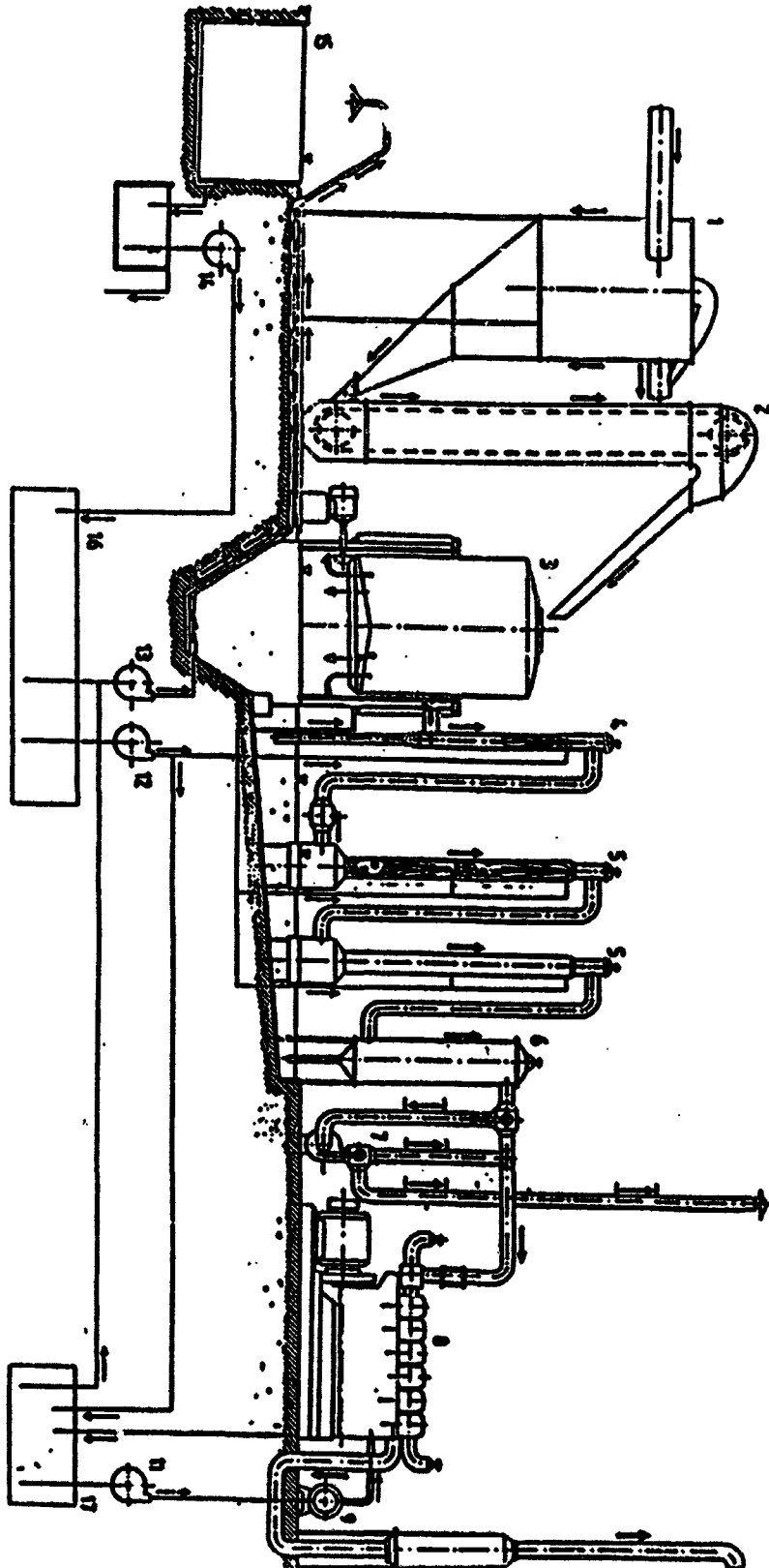
- | | |
|---|-----------|
| 1. Ensemble complet avec locomobile | 66.667 \$ |
| 2. Fret, assurance, taxes et installation | 33.333 \$ |

TOTAL GENERAL	100.000 \$
---------------	------------

Dont:

Coûts en monnaie locale	environ	7.500 \$
-------------------------	---------	----------

Figure 7.2



Liste des fabricants d'équipements

- | | |
|---|--|
| - Mernak, S.A.
Rua Otto Mernak 276-Caixa
Postal 23
Cachoeira do Sul
Rio Grande do Sul
Brésil | 2 séries de locomobiles
à vapeur |
| - Argus Fyr A/S
Femagervej 39
2650 Hvidovre
Danemark | Systèmes d'alimentation pour
la balle de riz |
| - Etablissements Parent
Nérac (47)
France | Chaudières alimentées à
la balle de riz |
| - Ferbeck et Vincent
Paris
France | Chaudières alimentées à
la balle de riz |
| - Sica France Riz
13200 Arles
France | Chaudières alimentées à
la balle de riz |
| - AEG-Kanis Turbinenfabrik GmbH
Frankenstrasse 70-80
8500 Nuernberg
République fédérale d'Allemagne | Tous types de turbines à
vapeur à partir de 400 kW |
| - Buhler-MIAG GmbH
Postfach 3369
D33 Braunschweig
République fédérale d'Allemagne | Groupes électrogènes à vapeur
alimentés à la balle de riz |
| - Cornelius Schmidt,
Eisen und Stahlwerk
Von Kettelenstrasse 1
509 Leverkusen, Kuppersteg
République fédérale d'Allemagne | Fourneaux alimentés à la
balle de riz |
| - Kuhnle, Koop & Kausch
Frankenthal (Pfalz)
République fédérale d'Allemagne | Turbines |
| - A. Lambion Maschinenfabrik
D 3549 Wetterburg (Waldeck)
République fédérale d'Allemagne | Fourneaux alimentés à la
balle de riz |

- Turbinenfabrik J. Nadrowski GmbH
Postfach 6104
48 Bielefeld
République fédérale d'Allemagne

Turbines à vapeur petites
et moyennes (2 à 2.100 kW)

- F.H. Schule GmbH
P.O. Box 260620
2 Hamburg 26
République fédérale d'Allemagne

Groupes électrogènes à vapeur
alimentés à la balle de riz
(fourneaux, chaudières,
locomobiles, machines à
vapeur verticales,
turbines), gazogènes à li:
fixe (coeur ouvert) alimentés
à la balle de riz et moteurs
à gaz)

- Spillingwerk Hamburg GmbH
Postfach 11 05 29
2000 Hamburg
République fédérale d'Allemagne

Moteurs à vapeur à pistons

- Jaya and Company
Trichy Road
Post Box n° 1347
Coimbatore, 641018
Inde

Chaudières alimentées à la
balle de riz

- Triveni Engineering Works Ltd
NSIC Building
P.O. Udyog Nagar
Naini - Allahabad
Inde

Turbines à vapeur fabriquées
en collaboration avec Peter
Brotherhood (Royaume-Uni)

- Wanson India (P) Ltd
Chinchawad - Poona 19

Fournisseurs de chaudières à
la décortiquerie de riz de
Dandekar

- Westerwork Engineers PVT Ltd
5-D Vulean Insurance Bldg
Veer Nariman Rd., Churchgate
Bombay 400020
Inde

Chaudières et fourneaux
alimentés à la balle de riz

- Gariboldi S.N.C.
Via Bertarini 72
20061 Curugate (Milano)
Italie

Fourneaux à vapeur alimentés
à la balle de riz, chaudières
et usines à vapeur

- Chuo Boeki Goshi Kaisha
Ibaraki P.O. Box 8
Ibaraki City
Japon

Fourneaux alimentés à la
balle de riz

- Satake Engineering Co. Ltd
Ueno Hirikoji Bldg
Ueno 1-19-10, Taito-ku
Tokyo
Japon

Fourneaux alimentés à la
balle de riz, chaudières et
usines à vapeur

- Industrial Boilers & Allied
Equipment SDN. BHD.
Shah Alam Works
Selangor, G.P.O. Box 635
Kuala Lumpur
Malaisie

Chaudières alimentées à la
balle de riz

- Folin & Brothers SDN. BHD.
Lot 16 Jalan 223
Petalang Jaya, Selangor
Malaisie

Chaudières alimentées à la
balle de riz

- Huay Nam Boiler Factory
164 Ma Kua Lane, Wat Phya Krai
Yannava District
Bangkok 12
Thaïlande

Chaudières alimentées à la
balle de riz

- Lee Yung Cheing Factory
Opposite of Wat Pratum
Talad Noi
Bangkok
Thaïlande

Locomotives à vapeur,
chaudières à décortiqueries
de riz

- Belliss & Morcom Manufacturing Ltd.
Icknield Square
Birmingham B16 0OL
Royaume-Uni

Groupes à vapeur compound à
cylindres en V (100 à 500 kW)

- GWB Industrial Boilers Ltd
Dudley
West Midlands
Royaume-Uni

Fourneaux ou chaudières à
balle de riz, à lit fluidisé,
usines à turbine à vapeur

- Barbour Stockwell Company
300 Third Street
Cambridge, Mass. 02142
Etats-Unis

Turbines à vapeur
(1 à 450 kW)

- Carling Turbine Blower Co.
8 Nebraska Street
Worcester, Mass. 01604
Etats-Unis

Turbines à vapeur

- **Coppus Engineering Corp.**
Worcester, Mass. 01613
Etats-Unis
Chaudières à vapeur
- **Industrial Machine Company**
(IMACO)
Etats-Unis
Fourneaux, chaudières ou
groupes électrogènes à vapeur
à combustion en suspension
dans une veine turbulente,
alimentés à la balle de riz
- **McBurney Stoker & Equipment Co.**
P.O. Drawer 47848
Atlanta, Ga. 30340
Etats-Unis
Systèmes d'alimentation et
groupes électrogènes
alimentés à la balle de riz
- **Producers Rice Mill (PRM)**
P.O. Box 473
Stuttgart
Arkansas 72160.
Etats-Unis
Gazogènes ou fourneaux à lit
fluidisé et groupes
électrogènes à turbine à
vapeur
- **Skinner Engine Company**
Erie, Pa. 16512
Etats-Unis
Locomotives et turbines à
vapeur

Tableau A7.1: ANALYSE FINANCIERE - GRANDE DECORTIQUERIE DE RIZ INDUSTRIELLE
(en milliers de dollars 1985)

Années	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scénario A										
Coût d'invest.	(95,0)									47,5
Coût d'exploit.		(136,1)	(136,1)	(136,1)	(136,1)	(136,1)	(136,1)	(136,1)	(136,1)	
Scénario B										
Coût d'invest.	(2.266,5)									0,0
Coût d'exploit.		(91,2)	(91,2)	(91,2)	(91,3)	(91,2)	(91,2)	(91,2)	(91,2)	
Scénario C										
Coût d'invest.	(2/316,5)									0,0
Coût d'exploit.	(102,6)	(102,6)	(102,6)	(102,6)	(102,6)	(102,6)	(102,6)	(102,6)		
Vente du surplus d'électricité		31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	
Cash-flows différentiels										
Scénario de base B/A	(2.171,5)	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	(47,5)
C/A	(2.221,5)	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	(47,5)
Aléa 1	B/A	(1.718,2)	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	44,9	(47,5)
	C/A	(1.758,2)	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	65,0	(47,5)
Aléa 2	C/A	(2.221,5)	71,3	71,3	71,3	71,3	71,3	71,3	71,3	(47,5)
Résultats de l'analyse financière										
		PBP1	PBP2	TRI (%)	VAN (10%)					
Scénario de base B/A		50,4	48,3	-14	(1.672,7)					
C/A		35,6	34,2	-10	(1.579,6)					
Aléa 1	B/A	40,3	38,2	-12	(1.260,6)					
	C/A	28,5	27,1	- 7	(1.158,4)					
Aléa 2	B/A	32,5	31,2	- 9	(1.536,0)					

Tableau A7.2: ANALYSE ECONOMIQUE - GRANDE DECORTIQUERIE DE RIZ INDUSTRIELLE
(en milliers de dollars 1985)

Années	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scénario A										
Coût d'invest.	(90,5)									45,3
Coût d'exploit.		(134,4)	(134,4)	(134,4)	(134,4)	(134,4)	(134,4)	(134,4)	(134,4)	
Scénario B										
Coût d'invest.	(2.151,8)									0,0
Coût d'exploit.		(80,5)	(80,5)	(80,5)	(80,5)	(80,5)	(80,5)	(80,5)	(80,5)	
Scénario C										
Coût d'invest.	(2.201,8)									0,0
Coût d'exploit.		(91,6)	(91,6)	(91,6)	(91,6)	(91,6)	(91,6)	(91,6)	(91,6)	
Vente du surplus d'électricité		31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	31,5	
Cash-flows différentiels										
Scénario de base B/A	(2.061,3)	54,0	54,0	54,0	54,0	54,0	54,0	54,0	54,0	(45,3)
C/A	(2.111,3)	74,3	74,3	74,3	74,3	74,3	74,3	74,3	74,3	(45,3)
Résultats de l'analyse économique		PBP1	PBP2	TRI (%)	VAN (10%)					
Scénario de base B/A		39,9	38,2	-11	(1.502,6)					
C/A		29,6	28,4	- 8	(1.398,3)					

Tableau A7.3: ANALYSE FINANCIERE D'UNE DECORTIQUERIE DE RIZ INDUSTRIELLE DE TAILLE MOYENNE
(en milliers de dollars 1985)

Années	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scénario A										
Coût d'invest.	(65,0)									32,5
Coût d'exploit.		(38,2)	(38,2)	(38,2)	(38,2)	(38,2)	(38,2)	(38,2)	(38,2)	
Scénario B										
Coût d'invest.	(383,6)									0,0
Coût d'exploit.		(26,0)	(26,0)	(26,0)	(26,0)	(26,0)	(26,0)	(26,0)	(26,0)	
Cash-flows différentiels										
Scénario de base B/A	(318,6)	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	(32,5)
Aléa 1 B/A	(241,8)	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	(32,5)
Résultats de l'analyse financière										
		PBP1	PBP2	TRI (%)	VAN (10%)					
Scénario de base B/A		31,3	26,0	-11	(211,4)					
Aléas 1 B/A		25,1	19,8	- 7	(141,6)					

Tableau A7.4: ANALYSE ECONOMIQUE D'UNE DECORTIQUERIE DE RIZ INDUSTRIELLE DE TAILLE MOYENNE
(en milliers de dollars 1985)

Années	0	1	2	3	4-9	10	11	12	13-15	16
Scénario A										
Coût d'invest.	(61,9)									30,9
Coût d'exploit.		(26,3)	(26,3)	(26,3)	(26,3)	(26,3)	(26,3)	(26,3)	(26,3)	
Scénario B										
Coût d'invest.	(362,5)									0,0
Coût d'exploit.		(23,0)	(23,0)	(23,0)	(23,0)	(23,0)	(23,0)	(23,0)	(23,0)	
Cash-flows différentiels										
Scénario de base B/A	(300,6)	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	(30,9)
Résultats de l'analyse économique		PBP1	PBP2	TRI (%)	VAN (10%)					
Scénario de base B/A		108,9	90,3	s.o.	(258,3)					

Tableau A7.5: ANALYSE FINANCIERE D'UNE DECORTIQUERIE DE VILLAGE
(en milliers de dollars 1985)

Années	0	1	2	3	4-7	8	9-11	12	13-15	16
Scénario A										
Coût d'invest.	(16,0)					(16,0)				2,0
Coût d'exploit.		(10,0)	(10,0)	(10,0)	(10,0)	(10,0)	(10,0)	(10,0)	(10,0)	
Scénario B										
Coût d'invest.	(100,0)									0,0
Coût d'exploit.		(4,2)	(4,2)	(4,2)	(4,2)	(4,2)	(4,2)	(4,2)	4,2)	
Cash-flows différentiels										
Scénario de base B/A	(84,0)	5,8	5,8	5,8	5,8	21,8	5,8	5,8	5,8	(2,0)
Aléa 1 B/A	(64,0)	5,8	5,8	5,8	5,8	21,8	5,8	5,8	5,8	(2,0)
Aléa 2 B/A	(84,0)	7,2	7,2	7,2	7,2	23,3	7,2	7,2	7,2	(2,0)
Résultats de l'analyse financière										
		PBP1	PBP2	TRI (%)	VAN (10%)					
Scénario de base B/A		17,3	14,5	3	(30,0)					
Aléa 1 B/A		13,8	11,1	6	(11,8)					
Aléa 2 B/A		17,3	11,7	5	(20,2)					

Volume II, Annexe 8

UTILISATION DES COQUES DE CAFE COMME COMBUSTIBLE DANS DES
CHAUDIERES DE LA ZONE INDUSTRIELLE D'ABIDJAN

Coques de café densifiées

A8.1 En général, le but de la densification consiste à réduire les coûts de transport et de stockage et à rendre le combustible utilisable dans certains types de gazogènes ou de fourneaux. Cependant, le coût du transport des coques de café ne peut pas être réduit de cette manière car, compte tenu de la densité des coques non conditionnées, la charge utile des camions ordinaires peut être utilisée à plein (en supposant que le volume utile d'un camion ordinaire de 6 t est de 36 m³ et que la densité des coques de café en vrac est de 179 kg/m³). En outre, les coûts de stockage des coques de café densifiées sont plus élevés que ceux des coques en vrac car les boulets ou les briquettes sont très sensibles à l'humidité et ne peuvent pas être stockés à ciel ouvert. Sur la base des expériences décrites à l'Annexe 2 et dans le document n° 4 de la bibliographie, on peut considérer que les coques de café en vrac peuvent être stockées en plein air sans détérioration importante.

A8.2 L'expérience de la décortiquerie de Toumbokro fait clairement ressortir que toutes les chaudières industrielles ne sont pas capables de brûler des coques de café. Cependant, des foyers capables de brûler des combustibles en vrac à faible densité ont été mis au point (systèmes à gazogène-combustion) et, sur la base des résultats des essais décrits dans le document n° 5 de la bibliographie, on peut penser que les fourneaux ordinaires alimentés par le bas conviennent bien également pour brûler des coques de café en vrac, à condition de procéder à certaines adaptations.

A8.3 Pour ces raisons, la fabrication de boulets ou de briquettes n'est pas considérée comme une solution économiquement viable pour utiliser les coques de café et son étude ne sera pas poursuivie dans ce rapport.

Coûts des coques de café rendues à la zone industrielle d'Abidjan

A8.4 Le coût des coques de café destinées à servir de combustible dans les chaudières, rendues à la zone industrielle d'Abidjan, se compose de deux éléments:

- (a) Coûts de stockage des coques de café à l'usine d'origine; et
- (b) Coûts de transport de l'usine d'origine jusqu'à la zone industrielle d'Abidjan.

A8.5 Les opérations de manipulation sont les mêmes pour les résidus de café traités comme des ordures et incinérés et pour les coques stockées destinées à être vendues comme combustible de chaudière. En conséquence, les coûts des équipements (bande transporteuse, pelle motorisée, etc.) et les coûts de main-d'oeuvre n'ont pas été pris en considération pour évaluer les coûts de stockage. Si tous les résidus produits par l'usine d'Aboisso étaient stockés (16.400 t/an), il faudrait une aire de stockage de 59.000 m² qui reviendrait à 1.475 dollars/an. Dans ces conditions, le coût unitaire du stockage est de 0,0899 dollar/t de coques de café. Par rapport au coût de transport (voir plus loin) le coût du stockage est très bas.

A8.6 Le coût du transport des marchandises par camion dépend d'un grand nombre de facteurs et comprend des coûts variables, comme les réparations, l'entretien, les pneus, le carburant et les lubrifiants, généralement calculés au km et des coûts fixes, comme le coût du capital et de la main-d'oeuvre, généralement calculés par unité de temps. En outre, les coûts dépendent de l'état des routes, de la durée de chargement et de déchargement, de la longueur du trajet et de la possibilité de prendre des marchandises pour le trajet de retour. Pour ces raisons, les renseignements sur les coûts recueillis au cours du séjour de la mission ont varié considérablement (de 25 à 60 francs CFA/t/km). Compte tenu des distances de transport des coques de café, la mission a décidé de prendre comme hypothèse un coût standard de 0,10 dollar/t/km (40 francs CFA/t/km). La distance moyenne entre les usines de café ivoiriennes et la zone industrielle d'Abidjan est de 302 km, ce qui donne un coût de transport moyen des coques de café de 30,2 dollars/t. L'usine de café la plus proche d'Abidjan est située à Anyama (22 km). Le coût de transport des coques produites à cette usine serait donc d'environ 2,20 dollars/t. Dans le cas de l'usine d'Aboisso, le coût du transport jusqu'à Abidjan serait de 11,6 dollars/t.

A8.7 Sur la base des chiffres ci-dessus, le coût des coques de café rendues dans la zone industrielle d'Abidjan serait en moyenne d'environ 30,3 dollars/t. Le coût minimum du conditionnement et du transport à partir de l'usine d'Anyama serait de 2,29 dollars/t et dans le cas de l'usine d'Aboisso, il serait de 11,7 dollars/t.

A8.8 Au point de vue énergétique, on peut comparer les chiffres ci-dessus à ceux du fuel. En supposant que le fuel coûte 282,05 dollars/t à Abidjan, et que sa basse valeur calorifique est de 42.000 MJ/t, le coût de l'énergie produite par du fuel à Abidjan est d'environ 0,00672 dollar/MJ. Le coût moyen de l'énergie calculé sur la base des coques de café rendues au lieu de consommation (basse valeur calorifique: 16.640 MJ/t) est d'environ 0,0018 dollar/MJ. Dans le cas des coques d'Anyama, le coût de la livraison à Abidjan ne représenterait qu'environ 0,00013 dollar/MJ. Pour Aboisso, il serait d'environ 0,00070 dollar/MJ.

A8.9 Les données ci-dessus font ressortir clairement qu'il est possible, en principe, d'utiliser des coques de café comme combustible dans les chaudières à Abidjan dans des conditions très

concurrentielles. Ceci est vrai même dans le cas des usines éloignées de la capitale. Nous allons analyser ci-dessous les conséquences financières que cela entraînerait du point de vue de l'utilisateur des combustibles de la biomasse.

Analyse financière de l'utilisation des coques de café comme combustible dans des chaudières de la zone industrielle d'Abidjan

A8.10 L'un des clients potentiels des coques de café à utiliser comme combustible dans les chaudières serait la conserverie de thon SCODI dans la zone industrielle d'Abidjan. Cette usine consomme environ 10 t/h de vapeur (à 9 bars) pour la stérilisation. A l'heure actuelle, la vapeur est produite par des chaudières SEUM brûlant du fuel. La consommation annuelle de carburant DDO est d'environ 750.000 litres/an, ce qui représente une valeur d'environ 190.380 dollar/an.

A8.11 La quantité de vapeur ci-dessus pourrait être produite par la combustion de 1.706 t/an de résidus de café. En supposant que les coques de café pourraient être rendues à l'usine à un coût de 53,25 dollars/t (y compris le bénéfice du fournisseur), soit 0,0032 dollar/MJ, ce qui est à peu près la moitié du prix unitaire de l'énergie produite avec du fuel à Abidjan, la dépense totale pour l'achat du combustible de la biomasse serait d'environ 90.850 dollars/an. En conséquence, les économies annuelles par rapport au coût du fuel seraient d'environ 99.530 dollars/an.

A8.12 Il serait difficile et relativement coûteux de convertir l'installation existante fonctionnant au fuel pour brûler des combustibles solides. En conséquence, l'installation d'une nouvelle chaudière (10 t/h; 9 bars) devrait être envisagée quand la chaudière existante sera usée. Les coûts d'investissement d'une nouvelle chaudière pour brûler des combustibles solides (coûts installés) sont donnés dans le tableau A8.1.

A8.13 Les valeurs des paramètres utilisés pour l'analyse financière sont données dans le tableau A8.2. Des résultats de l'analyse financière sont donnés au tableau A8.3. Le coût total annuel de l'utilisation d'un système à chaudière fonctionnant avec des coques de café est notablement inférieur à celui d'une chaudière fonctionnant au fuel: 175.510 dollars/an au lieu de 233.490 dollars/an. En conséquence, avec un taux de rentabilité financière de 37,7% et un temps de recouvrement de l'investissement supplémentaire de 2,6 ans, les indicateurs d'évaluation financière sont favorables au système de chaudière brûlant les coques de café.

A8.14 Les résultats de l'analyse de sensibilité par rapport à l'évolution des prix des combustibles sont donnés au tableau A8.4. Ils indiquent que la faisabilité financière du système de chaudière industrielle brûlant des coques de café est, dans une certaine mesure, sensible au prix du combustible, en particulier à celui du fuel, bien qu'une variation de 20% du prix du fuel comme du prix des coques de café

ne la mettrait pas en danger. En ce qui concerne le fuel, pour lequel la sensibilité est la plus forte, le prix du marché devrait descendre de 288,05 dollars/t à 214,97 dollars/t au moins, soit de plus de 25%, pour que la solution d'un système de chaudière fonctionnant à la biomasse ne soit plus financièrement faisable.

A8.15 L'analyse financière indique qu'une chaudière brûlant des coques de café constituera une solution intéressante quand la chaudière au fuel fonctionnant actuellement à la conserverie de thon SCODI à Abidjan devra être réformée. Une chute durable du prix du fuel sur le marché en dessous de 215 dollars/t (83.840 francs CFA/t) forcerait à réviser négativement cette conclusion. Il s'en suit que la solution consistant à transporter des coques de café jusqu'aux zones industrielles pour produire de l'énergie mérite d'être approfondie. En conséquence, la mission recommande d'entreprendre un projet pilote en vue d'étudier plus complètement cette solution.

**Tableau A8.1: COUTS D'INVESTISSEMENT D'UNE CHAUDIERE A VAPEUR
AYANT UNE CAPACITE DE 10 TONNES PAR HEURE (9 BARS) ET
BRULANT DES COQUES DE CAFE, INSTALLEE A LA CONSERVERIE DE THON SCODI**

Articles	Coûts d'investissement (\$)		
	Monnaie nationale	Devises	Total
Fourneaux et chaudières à tubulures comprenant:			
- Brûleurs à grille inclinée			
- Revêtement réfractaire			
- Système d'extraction des cendres			
- Soufflante d'air primaire et d'air secondaire			
- Cheminée en acier			
- Soufflante des gaz de la cheminée			
- Filtre des gaz de la cheminée			
- Chambre de combustion à pression contrôlée			
- Economiseur			
- Appareils de mesure de la température			
- Appareils de mesure de la pression			
- Appareils de contrôle du niveau d'eau			
- Appareil de contrôle de la pression de la vapeur			
- Dispositifs de sécurité			
- Plate-forme de service			
- Silo à combustible			
- Système d'extraction du combustible du silo			
- Bande transporteuse du combustible			
Sous-total	-	380,000	380,000
Installation	3,000	24,000	27,000
Fret	3,000	20,000	23,000
Taxes	11,100	-	11,100
Assuran	-	1,900	1,900
Total	17,100	425,900	443,000

**Tableau A8.2: VALEURS STANDARD DES PARAMETRES POUR LA CHAUDIERE
EXISTANTE FONCTIONNANT AU FUEL ET POUR UNE CHAUDIERE BRULANT DES
COQUES DE CAFE, A LA CONSERVERIE DE THON SCODI A ABIDJAN - DECEMBRE 1985**

Paramètres	Chaudières brûlant du fuel	Chaudières brûlant des coques de café
Vapeur (t/an)	36,000	36,000
Capacité installée (t/h)	10	10
Investissement initial, installé (\$)	210,000	443,000
Durée de vie de l'équipement (année)	15	15
Consommation de combustible:		
fuel (t/an)	675	-
coques de café (t/an)	-	1,706
Prix des combustibles, rendus:		
fuel (\$/t)	292,05	-
coques de café (\$/t)	-	53,25
Entretien et réparation (\$ de l'investis. initial/an)	4	4
Produits chimiques (\$/an)	5,000	5,000
Main-d'oeuvre pour l'exploitation		
Semi-spécialisée (homme-an)	1	1
Non-spécialisée (homme-an)	-	2

**Tableau A8.3: ANALYSE FINANCIERE DES DEUX SOLUTIONS DE PRODUCTION
D'ENERGIE A LA CONSERVERIE DE THON SCODI A ABIDJAN (DOLLARS/AN))**

	Chaudière au fuel			Chaudières aux coques de café		
	Monnaie nation.	Devises	Total	Monnaie nation.	Devises	Total
COUT ANNUALISE DU CAPITAL	1,380	26,230	27,610	2,340	55,980	58,240
COUTS ANNUELS D'EXPL. ET D'ENTRETIEN						
fuel oil	4,500	185,880*	190,380	-	-	-
coques de café	-	-	-	90,850	-	90,850
entretien et répara.	4,200	4,200	8,400	8,860	8,860	17,720
produits chimiques	1,250	3,750	5,000	1,250	3,750	5,000
main-d'oeuvre						
semi-spécialisée	2,100	-	2,100	2,100	-	2,100
non spécialisée	-	-	-	1,600	-	1,600
TOTAL	13,430	220,060	233,490	107,000	69,510	175,510

Taux de rentabilité interne de la chaudière
brûlant des coques de café: 37,7%.

Durée de recouvrement de l'investissement total: 5 ans.

Durée de recouvrement de l'investissement supplémentaire: 2,6 ans.

*: Coût départ dépôt à Vridi.

**Tableau A6.4: ANALYSE DE SENSIBILITE D'UNE CHAUDIERE
BRULANT DES COQUES DE CAFE PAR RAPPORT A UNE CHAUDIERE
AU FUEL, A LA CONSERVERIE DE THON SCODI A ABIDJAN**

Hypothèses	Durée de recouvrement (ans)		TRI (%)	VAN à 10%	Seuil pour lequel VAN = 0 à 10%
	investis.	investis. supplément.			
Le prix du fuel tombe à 44,44 \$/t (chute 20%)	8,8	4,6	20,3	151,3	214,97/t
Le prix des coques de café monte à 63,90 \$/t (hausse de 20%)	6,1	3,3	29,6	302,8	71,93/t

PROGRAMME D'ASSISTANCE A LA GESTION DU SECTEUR DE L'ENERGIE

Activités Achievées

Rapports d'activité des études du secteur de l'énergie

Papouasie-Nouvelle Guinée	Juillet 1983
Maurice	Octobre 1983
Sri Lanka	Janvier 1984
Malawi	Janvier 1984
Burundi	Février 1984
Bangladesh	Avril 1984
Kenya	Mai 1984
Rwanda	Mai 1984
Zimbabwe	Août 1984
Ouganda	Août 1984
Indonésie	Septembre 1984
Sénégal	Octobre 1984
Soudan	Novembre 1984
Népal	Janvier 1985
Zambie	Août 1985
Pérou	Août 1985
Haïti	Août 1985
Paraguay	Septembre 1985
Maroc	Janvier 1986
Niger	Février 1986

Formulation et justification de projets

Panama	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Juin 1983
Zimbabwe	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Juin 1983
Sri Lanka	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Juillet 1983
Malawi	- Assistance technique pour l'amélioration de l'utilisation du bois de feu dans l'industrie du tabac	Novembre 1983
Kenya	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Mars 1984
Soudan	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Juin 1984
Seychelles	- Etude de réduction des pertes d'électricité	Août 1984
Gambie	- Projet de conversion au chauffage solaire de l'eau	Février 1985
Bangladesh	- Etude de l'amélioration du rendement du système électrique	Février 1985
Gambie	- Utilisations de la technologie solaire photovoltaïque	Mars 1985

Formulation et justification de projets (cont.)

Sénégal	-	Projet d'économies d'énergie dans l'industrie	Juin 1985
Burundi	-	Stratégie en matière de foyers à charbon de bois améliorés	Août 1985
Thaïlande	-	Problèmes et choix énergétiques dans le secteur rural	Septembre 1985
Ethiopie	-	Etude de rendement du secteur électrique	Octobre 1985
Burundi	-	Programme d'utilisation de la tourbe	Novembre 1985
Botswana	-	Etude de préaisabilité d'équipement en pompes électriques	Janvier 1986
Ouganda	-	Rendement énergétique dans l'industrie de séchage du tabac	Février 1986
Indonésie	-	Etude du rendement de la production électrique	Février 1986
Ouganda	-	Projet d'étude forestier et de bois de feu	Mars 1986
Sri Lanka	-	Projet d'étude pour les économies d'énergie dans le secteur industriel	Mars 1986
Togo	-	Recupération de bois dans la région du Lac Nangbeto	Avril 1986
Rwanda	-	Politique de foyers à charbon améliorés	Aout 1986
Ethiopie	-	Projet pilote du briquettage de résidus agricoles	Décembre 1986
Ethiopie	-	Etude sur la production de bagasse	Décembre 1986
Pérou	-	Proposition de programme pour la diffusion de fours dans la Sierra	Février 1987
Rwanda	-	Techniques améliorées de production de charbon de bois	Février 1987
Kenya	-	Etude de chauffage solaire de l'eau	Février 1987
Indonésie	-	Amélioration du rendement énergétique dans les industries de production de briques, de tuiles et de chaux à Java	Mars 1987
Malaysia	-	Etude de l'amélioration du rendement du système électrique à Sabah	Mars 1987

Assistance aux institutions et à la formulation de la politique de l'énergie

Soudan	-	Assistance à la gestion du Ministère de l'énergie et des mines	Mai 1983
Burundi	-	Etude de l'organisation de l'importation et de la distribution des produits pétroliers	Décembre 1983
Papouasie Nouvelle Guinée	-	Proposition de renforcement du Ministère des mines et de l'énergie	Octobre 1984
Papouasie Nouvelle Guinée	-	Etude tarifaire pour l'électricité	Octobre 1984
Costa Rica	-	Programme d'activités d'assistance technique recommandées	Novembre 1984

Assistance aux institutions et à la
formulation de la politique de l'énergie (cont.)

Ouganda	- Renforcement institutionnel du secteur énergétique	Janvier 1985
Guinée- Bissau	- Programme d'activités d'assistance technique recommandées pour le secteur de l'électricité	Avril 1985
Zimbabwe	- Gestion du secteur de l'électricité	Avril 1985

Assistance aux institutions et à la
formulation de la politique de l'énergie

Gambie	- Gestion de l'approvisionnement en pétrole	Avril 1985
Burundi	- Présentation des projets énergétiques pour le IV-ème plan quinquennal	Mai 1985
Libéria	- Programme d'activités d'assistance technique recommandées	Juin 1985
Burkina Sénégal	- Programme d'assistance technique	Mars 1986
	- Aide à la préparation des documents pour la réunion des bailleurs de fonds sur le secteur de l'énergie	Avril 1986
Zambie	- Révision du secteur énergétique institutionnel	Novembre 1986
Jamaïque	- Marché, raffinage et distribution du pétrole	Novembre 1986