

本資料は 年 月 日付けで登録区分、
変更する。 2001. 6. 20
[技術情報室]

ベルギー, モル原子力研究所研修報告

(海外出張報告)

1990年8月

動力炉・核燃料開発事業団
東海事業所

本資料の全部または一部を複写・複製・転載する場合は、下記にお問い合わせください。

〒319-1184 茨城県那珂郡東海村大字村松4番地49
核燃料サイクル開発機構
技術展開部 技術協力課

Inquiries about copyright and reproduction should be addressed to:
Technical Cooperation Section,
Technology Management Division,
Japan Nuclear Cycle Development Institute
4-49 Muramatsu, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki, 319-1184
Japan

© 核燃料サイクル開発機構 (Japan Nuclear Cycle Development Institute)
2001

配 布 限 定

PNC-~~SN~~8600 90-007

1 9 9 0 年 8 月



ベルギー，モル原子力研究所研修報告
(海外出張報告)

報告者：加川 昭夫*

要 旨

海外における放射性廃棄物処理技術の習得及び調査を目的として、ベルギー、モル市に位置するモル原子力研究所 (S. C. K. /C. E. N.) に1年間在籍し、放射性廃棄物処理に関する研修を行った。

研修ではビチューメン固化処理設備及びセメント固化処理設備について、設備の工程管理上、必要となるセメント固化体及びビチューメン固化体の物性測定試験を中心に実施した。

試験ではビチューメン固化体について、コールド及びホット固化体を用いての針入度、軟化点、含水率、スラッジ濃度、比重、放射能濃度測定を実施した。セメント固化体についてはコールドの模擬セメント固化体の圧縮強度、含水率、吸水率、比重並びにセメントモルタルの均一性に関する測定試験を実施した。これら試験を通して設備の運転条件及び運転特性に関する評価手法を習得することが出来た。一方、高温溶融スラグ焼却炉での実 α 、 β 、 γ 廃棄物焼却炉試験等の調査を実施した。

今回の研修を通し、ビチューメン及びセメント固化処理設備の工程管理上からの固化体物性評価を主とした研修及びモルでの廃棄物減容処理技術の現状を把握することが出来た事並びに1年間の海外生活は非常に有意義で貴重な体験となった。

* 環境技術開発部環境技術第二開発室

目 次

1. まえがき	1
2. 研修環境	2
3. 廃棄物処理部の組織	3
4. 廃棄物処理部における各処理設備の現状	4
4.1 高温溶融スラグ焼却設備	4
4.2 β γ 焼却炉	6
4.3 α ホール設備	6
4.4 廃液処理設備	7
4.5 ビチューメン固化処理設備	8
4.6 セメント固化処理設備	9
4.7 スーパーコンパクション設備	9
4.8 中レベル廃棄物の受入・貯蔵	10
5. 廃棄物処理部での研修	16
5.1 ビチューメン固化処理設備評価	16
5.2 セメント固化処理設備評価	24
5.3 高温溶融スラグ焼却炉設備の調査研究	30
5.3.1 アルファ汚染廃棄物焼却試験	30
5.3.2 オフガス処理設備	33
6. 施設見学	80
PAMELAガラス固化プラント	
7. その他関連技術調査	97
7.1 モル/ユーロケミックにおける酸消化処理設備 及びPu回収設備	97
7.2 北欧におけるビチューメン固化処理設備 及びビチューメン固化体等の処分	111
8. 研修を振り返って	127

図 リ ス ト

図-1	ベルゴプロセスの組織	11
図-2	H. T. S. I. プロセス	12
図-3	焼却炉概略図	13
図-4a	ビチューメン処理プロセスフロー	14
図-4b	ビチューメン処理フローダイヤグラム	15
図-5	ペネトレーションテスト装置及びニードル	37
図-6	針入度測定試験フロー	38
図-7	ビチューメン固化体針入度測定点	39
図-8a	リングアンドボール使用機具	40
図-8b	リングアンドボール装置組立図	40
図-9	軟化点測定試験フロー	41
図-10	ビチューメン固化体からの浸出試験体サンプリング方法	42
図-11	ビチューメン固化体中の水分量測定装置	43
図-12	水分量測定試験フロー	44
図-13	ビチューメン固化体中のスラッジ濃度測定装置	45
図-14	ビチューメン固化体中のスラッジ濃度試験フロー (I)	46
図-15	試 験 装 置	47
図-16	ビチューメン固化体中のスラッジ濃度試験フロー (II)	48
図-17	ビチューメン混合槽からのサンプリング	49
図-18	ホットビチューメンサンプリング状態図	50
図-19	ビチューメン固化体の比重, γ 放射能濃度, スラッジ濃度 試料採取治具	50
図-20	ビチューメン試料比重測定操作手順	51
図-21	各バッチにおけるビチューメン固化体比重	52
図-22	各バッチにおけるビチューメン固化体中の放射能濃度	53
図-23	セメント固化体評価試験フロー	54
図-24	不均一セメント固化体の圧縮	55
図-25	セメント固化体圧縮試験フロー	56
図-26	セメントモルタル均一性評価試験フロー	57
図-27	ミキサーからのセメントモルタルサンプリング点	58

図-28	セメントモルタルの固液分離操作	58
図-29	直方体, 円柱体セメント固化体のサンプリングポイント	59
図-30	不均一セメント固化体と均一セメント固化体の圧縮強度の比較	59
図-31	サンプリングポイントにおけるセメントモルタルの均一性	60
図-32	攪拌時間におけるセメントモルタルの均一性	61
図-33	攪拌時間におけるセメント固化体(直方体)の圧縮強度	62
図-34	Off-gas clening system.	79
図-35	Log-normal plot of the particle-size distribution of HTSI fly-ash.	79
図-36	PAMELAプラントブロックダイヤグラム	89
図-37	原料供給フロー	90
図-38	セラミックメルター概略図	91
図-39	キャニスター	93
図-40	ガラスプロダクト生成システム	94
図-41	オフガス処理システム	95
図-42	キャニスター移動経路	96
図-43	酸消化実証整備(ALONA)フロシート	104
図-44	アルファ廃棄物前処理施設概略図 (SCHEMATIC OF THE ALPHA-WASTE PRETREATMENT FACILITY)	104
図-45	パッシブガンマ線測定概略図 (PASSIVE GAMMA RAY MONITORNG SYSTEM FOR THE ASSAY OF PLUTONIUM IN ALPHA WASTES)	105
図-46	PUROSOLVEX-IIプロセス基本化学フローシート	106
図-47	プルトニウム回収プロセスユニット機能ダイヤグラム (FUNCTIONAL DIAGRAM OF THE PLUTONIUM RECOVERY PROCESS UNIT)	107
図-48	グローブボックスNo. 200内装設備概略図 (SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 200)	108
図-49	グローブボックスNo. 400内装設備概略図 (SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 400)	109
図-50	グローブボックスNo. 500内装設備概略図 (SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 500)	110
図-51	Bituminization facility at the NRL Ris ϕ /7/	116
図-52	Flow sheet of the bituminization system at the Barseback nuclear power station.	117

☒-53	LUWA thin film evaporator (Barseback)	118
☒-54	Bituminization System at OIKiluoto.	119
☒-55	Bituminization System at Forsmark 1 and 2.	120
☒-56	Remote handling of waste packages in the silo repository (SFR)	124
☒-57a	} The repository and Silo for bituminized waste (TV0).	125
☒-57b		
☒-58	Danish concept of cylindrical bunkers, 10m silo cover.	126

表 リ ス ト

表-1	ビチューメン固化体中のスラッジ濃度	63
表-2	各バッチにおけるビチューメン固化体の諸物性値	64
表-3	セメント固化体評価データ	65
表-4	セメント固化体成分及び成分比	66
表-5	セメント固化体の比重及び圧縮強度	67
表-6	セメント固化体成分	68
表-7	不均一セメント固化体と均一セメント固化体の圧縮強度値	69
表-8	セメントモルタル均一性評価試験	69
表-9	HISTIRY OF H. T. S. I. EXPERIMENTS	70
表-10	COMPOSITION OF THE WASTE FEED IN THE PLUTONIUM TEST	71
表-11	ISOTOPIC COMPOSITION OF THE Pu USED IN THE TEST	71
表-12	PIUTONIUM BALANCE OF THE H. T. S. I TEST.	71
表-13	COMPOSITION OF THE WASTE FEED TO THE H. T. S. I. INCINERATOR (weight %)	72
表-14	RESULTS FROM FLK-60 OPERATION DURING THE LAST 5 YEATS.	73
表-15	STACK RELEASES OF THE FLK-60 INCINERATOR	74
表-16	INCINERATION OF BETA-GAMMA LOW-LEVEL WASTE ¹³⁷ Cs-BASED RESULTS	75
表-16a	INCINERATION OF ALPHA WASTE:Pu AND Am-BASED RESULTS	75
表-17	MAINTENANCE REQUIREMENTS	76
表-18	FLWSHEETS FOR TREATMENT AND CONDITIONING OF LOW-LEVEL SOLID WASTES.	77
表-19	PARTCLE SIZE DISTRIBUTION OF HTSI Fly Ash.	78
表-20	GAMMA-SPECTRUM OF HTSI Fly Ash.	78
表-21	PAMELA PROJECT SCHEDULE	87
表-22	PAMELAプラントのスタートアップ運転プログラム	88
表-23	セラミックメルタースペック	92
表-24	ガラスキャニスタースペック	92
表-25	北歐におけるビチューメン固化処理施設	115
表-26	Groundwater compositions (average values) compared with the composition of water from the Baltic sea.	123

表-27 Composition of Q solution corresponding to equilibrium
in the system ; NaCl-KCl-MgCl₂-Na₂SO₄-H₂O. 123

1. ま え が き

1989年2月4日から1990年2月3日までの1年間、ベルギーのMo1原子力研究所及びBELGOP-ROCESSにおける廃棄物処理部において、廃棄物処理技術の習得に係わる研修を目的とした海外出張を行った。

研修は主として廃液処理工程から発生するスラッジのビチューメン固化処理設備及び $\beta\gamma$ 雑固体（砂、コンクリート、イオン交換樹脂等）のセメント固化処理設備における設備の工程管理を目的とする固化体物性評価試験を実施した。

測定評価試験を通してビチューメン固化処理設備及びセメント固化処理設備の特性を評価することが出来た。

2. 研 修 環 境

研修先のベルギーは西ヨーロッパに位置し、北はオランダ、南にフランス、東にルクセンブルク、西ドイツ、西は北海に取り囲まれた日本の四国ほどの小国である。人口は約1千万人で平野が国土の約90%近く占めているため、人口密度は日本の約1/10程度である。ベルギーの緯度は中部カラフトと同じであるが、メキシコ湾流の影響を受け、冬はそれほど寒くはないが3年から4年周期で厳しい冬となっている。

また、緯度の関係上、夏と冬の日照時間は大きく異なり、夏の日の出は午前4時頃で日の入りは午後の約11時となっている。

3. 廃棄物処理部の組織

ベルゴプロセスの組織を図-1に示す。ベルゴプロセスは所長のH. MEYERS以下、約280名が6つのセクションに分かれて業務を実施している。

セクションは管理部、技術サービス部、健康保証室、廃棄物処理部、原子力サポート部、パメラから構成されており、低レベル/中レベルの液体、固体及び高レベルの液体関係の処理に多くの作業員が従事している。

私の研修先は原子力サポート部のプロセスコントロール、分析Grで、ここで約1年間の研修を実施した。

4. 廃棄物処理部における各処理設備の現状

BELGOPROCESSの廃棄物処理物（旧モル原子力研究所の廃棄物処理部）における放射性廃棄物（ α 、低レベル β γ 廃棄物）の減容処理の現状の概要を以下に記す。

4.1 高温溶融スラグ焼却設備（H. T. S. I.: High Temperature Slagging Incinerator）

ベルギー、ドイツ、オランダ等の原子力施設及び原子力発電所から発生する放射性廃棄物の内、主として TRU系の廃棄物は長半減期核種を含んでおり、処理後の残渣（焼却灰）の処分を考慮する必要がある。

このような観点から TRU系廃棄物の減容処理及び化学的に安定な残渣が得られる高温溶融スラグ焼却炉の開発を1974年より開始し1979年からは実廃棄物の減容処理を実施している。

以下に設備概要を示す。

H. T. S. I. は α ホールに設置されている。

プロセスの基本構成は廃棄物の受入、前処理、焼却炉、オフガス処理、グラニュール（残渣）取り扱い設備である。

図-2にH. T. S. I. プロセスを示す。システムは50kg/hの廃棄物供給量で設計され、システムの利点は可燃性廃棄物及び不燃性廃棄物の供給幅を大きく取れ、液体廃棄物も固体廃棄物と同様に処理することができ、安定したグラニュールに変換することが可能となっている。

廃棄物焼却量とグラニュール生成量の最大能力は供給廃棄物成分をコントロールすることによって決定される。

処理対象廃棄物はX線による内部検査により可燃性廃棄物と不燃性廃棄物に分離され破碎機のフィードホッパーに送られ最大50mmサイズに破碎される。又、廃棄物中の大型金属は金属探知機により検査後、取り除かれ破碎機の保護が行われる。但し、時々廃棄物中には高圧ガス容器、鉛鑄塊、鉛レンガ等の危険物が含まれることもある。その後、破碎物はミキサーに送られ、均質混合後焼却炉内へ供給処理される。

焼却炉はFLK, ALK, NBK, の3つの焼却炉から構成され、主焼却炉のFLKは約1600~1700°Cで、廃棄物の燃焼及び溶融が行われ、安定なグラニュールに変換する。図-3にH. T. S. I. 焼却炉の概略図を示す。

焼却炉は第1炉のFLKの内部シリンダーと外部セル壁との間に蓄積され、焼却炉の運転開始となる。

FLK下部への廃棄物供給はデイストリビューターにより廃棄物が少量ずつ送られる。FLK下部での燃焼は約1600°C~1700°Cで運転される。

燃焼用の燃料には軽油、酸素が使用されている。廃棄物 FLK下部において乾燥→熱分解→燃焼→溶融が行われ、溶融廃棄物は ALK下部に設置されているグラニューレタ内の水中に落下する。溶融廃棄物は水による急冷により不定形で約 3 mmφ程度の無機物であるグラニューレ (SiO₂44 w/o, FeO41w/o, MgO9 w/o, Al₂O₃6 w/o) となる。

ALK ではグラニューレ生成部から発生する可燃性ガスの燃焼が1300~1400°Cで行われ、燃料にはトルエンが用いられている。

NBKでは炉内発生ガスの最終燃焼が行われ、ALKからの余熱により約1000°Cでガス燃焼が行われる。

グラニューレタに蓄積したグラニューレはグラニューレタ内のスクリーコンベアによって適時、100ℓドラム缶へ供給される。

オフガス処理系では、NBKから搬出されたオフガスは約1000Nm³/hの空気によって約 800°Cまで空冷される。

更にオフガスは8本のスプレーノズルを有する冷却塔により水の直接噴霧が行われ約 200°Cまで冷却される。

冷却後のオフガスはバグフィルターで同伴ダストが除去される。バグフィルターはテフロン製で42本の円柱形フィルターが取り付けられており、表面積は50m²、除染係数は10⁴程度となっている。

42本のバグフィルターは21本ずつ交互に10秒程度の間隔で5barの圧力空気によってバグフィルター表面に付着するダストの除去が実施される。

バグフィルター通過後のオフガスはベンチュリスクラバに送られ、アルカリ溶液によるガス洗浄が行われる。

ここでは0.5μm以上の微粒子を99.5%まで除去することが可能となっている。ベンチュリスクラバ後のオフガスはラインヒータによって約90°Cに加熱されHEPAフィルターを通過後、大気放出される。

4.2 $\beta\gamma$ 焼却炉

ベルギー、オランダ等の原子力施設及び原子力発電所等から発生する $\beta\gamma$ 固体廃棄物（可燃、難燃性廃棄物）の焼却処理を $\beta\gamma$ 焼却炉にて実施している。

$\beta\gamma$ 焼却炉は1963年から焼却処理を行っており、3交替、2名による5日/週の運転で240 kg/日となっている。

以下に設備概要を示す。

$\beta\gamma$ 焼却炉は $\beta\gamma$ ホールに設置されており、低レベルの $\beta\gamma$ 廃棄物は前処理設備にて内容物の確認及び表面線量率の測定（ $<5.16 \times 10^{-5}$ c/kg）を行った後、ベルトコンベアーにて焼却炉上部の廃棄物投入口（2重ロック）へ移送される。焼却炉はエリアⅠ、エリアⅡ、エリアⅢの3つの炉に分けられておりプロパンガスによる炉内加熱が行われ、エリアⅠが1200℃、エリアⅡが1000℃、エリアⅢが800℃になった時点で廃棄物の炉内投入を開始し焼却を開始する。

本 $\beta\gamma$ 焼却炉の減容率は1/40となっており9 m³の廃棄物焼却によって0.22m³（1ドラム）分の焼却灰が発生している。

焼却灰を観察した結果、未燃カーボンが非常に多く含まれており、炉内での燃焼効率が良くないことが推定された。ドラムに収納後の焼却灰は自然冷却後、本廃棄物処理部の貯蔵庫に貯蔵される。

オフガスは空冷方式によるヒートチェンジャー塔を通過後、2系列のクーリングタワーでの水噴霧により約400℃まで冷却される。その後、ベンチュリ、2段のダストスクラバーでのNaOH（15～20%）洗浄され大気放出される。

4.3 α ホール設備

本廃棄物処理部における α 系廃棄物の処理を目的として1968年に完成した大型の α ホール及び1981年に完成した α ホールを有している。前者は α 系の不燃性廃棄物の切断、解体用及び高温溶融スラグ焼却設備用の α ホールである。

本文では前者の α 固体廃棄物減容処理用の α ホールの概要について記載する。

設備は α ホール及び換気設備、廃棄物搬出入室、フロッグマン室、アスファルト固化室、受入保管庫、コントロール室により構成されている。

処理設備としては、90tのプレス装置、切断装置（ハンドソー、ハクソー等）、クレーン（1t用）が設置されている。 α ホール内での作業はフロッグマンスーツによって実施される。 α ホールへの入退室はフランス、ラ・カレーヌ社製のダブルカバー方式によるフロッグマンスーツである。尚、本方法は動燃大洗工学センターのWDF（固体廃棄物処理施設）も採用している。

フロッグマンスーツはヘルメット及びスーツに分かれており、ヘルメットとスーツ部の気

密は2枚のシリコン製のWリップシールによって保持される。

尚、1990年1月の時点では α ホール内の汚染レベルが高く、Wリップシール部からの汚染発生が考えられるため、 α 系廃棄物の減容処理は実施していない。

4.4 廃棄処理設備

本廃液処理設備は $\beta\gamma$ 系の廃液を処理対象とし1956年から処理を開始している。この廃液処理設備はモル原子力研究所を始め、ベルギー国内の原子力施設及びドイツより年間3000～4000m³を受入れ処理を実施している。

廃液の受入れはモル原子力研究所内からはパイプラインによって移送され、他原子力施設からは輸送容器により運ばれてくる。

廃液は低レベル放射性廃液及び中レベル放射性廃液の2種類となっている。ここでは低レベル放射性廃液の処理概要を記す。

低レベル放射性廃液はカテゴリー1から3に分けられている。

以下に各カテゴリー廃液毎の処理概要を示す。

1) カテゴリー1 (廃液名称: Suspect廃液: $\beta\gamma < 3.7 \times 10^{-2} \text{Bq/ml}$) の処理

主な廃液はモル原子力研究所での一般廃水及び手洗水であり、屋外の400m³タンク4基にパイプライン等によって移送されてくる。受入れ後の廃液は試薬として硫酸アルミニウム及び高分子凝集剤の添加による沈澱処理による除染を実施している。その後、沈澱物はデカンターにて固液分離され、デカンターより発生する上澄液は生物化学的酸素要求量(B, O, D)の調整を行うため、バクテリアベッド槽に送られ、運河に放出される。

尚、この処理工程により発生するスラッジはビチューメン固化処理設備へ送られる。

2) カテゴリー2 (廃液名称: Intermediate廃液, $\alpha : 7.4 \times 10^{-1} \text{Bq/ml}$, $\beta\gamma : < 3.7 \times 10^2 \text{Bq/ml}$, $^{90}\text{Sr} : < 7.4 \text{Bq/ml}$, $^{226}\text{Ra} : < 1.48 \times 10^{-1} \text{Bq/ml}$)

主な廃液はモル原子力研究所の原子炉の冷却水、イオン交換樹脂洗浄水等である。

廃液は屋内のタンク8基(160m³)に受入れられ短寿命核種の減衰を行う。

処理設備はパルセーター、サンドフィルター、イオン交換樹脂、スタティックミキサー、フロキュレーター等から構成されている。

タンクに受入れられた廃液は前処理としてH₂SO₄によるpH調整及び沈澱生成のためK₄Fe(CN)₆を添加する。

前処理後の廃液はスタンティックミキサー内でFeCl₃と混合することにより⁶⁰Coが除去される。

その後、廃液に高分子凝集剤を投入し沈澱の生成を促進する。次にパルセータでスラッジと上澄液とに分離し、上澄液はサンドフィルター及びイオン交換樹脂にて処理を行い、分析後運河に放出している。更に、発生するスラッジはビチューメン固化処理設備へ送ら

れる。

- 3) カテゴリー3 (廃液名称: Worm廃液, α : $<7.4 \times 10^1 \text{Bq/ml}$, $\beta \gamma$: $<3.7 \times 10^4 \text{Bq/ml}$, ^{226}Ra : $<1.48 \times 10^{-1} \text{Bq/ml}$)

主な廃液はモル原子力研究所及びベルギー国内の各原子力施設等から発生する分析廃液が主成分となっている。

これら廃液はモル原子力研究所内からはパイプライン及びこれ以外ではボトル容器にて受入れられている。

廃液はカテゴリー2と同様の受入タンクの建屋内に設置されているタンクに一時貯蔵される。

約1か月の廃液の一時貯蔵において短寿命核種の減衰が実施される。尚、廃液処理方法はカテゴリー2と同様で、スラッジはビチューメン固化処理設備にてビチューメン固化される。

4.5 ビチューメン固化処理設備

廃棄物処理部には現在2基のビチューメン固化処理設備を有している。一つは α ホール内で α 系廃棄物の切断、解体、圧縮後のビチューメン固化処理設備であり、もう一つは前項に記載した廃液処理工程から発生するスラッジのビチューメン固化処理設備である。研修ではスラッジのビチューメン固化処理設備に関して調査を実施したので以下にプロセスの概要を示す。

ビチューメン固化処理設備(愛称:MUMMY)のプロセスフロー及びフローダイヤグラムを図-4a, 図-4bに示す。設備は前処理工程, アスファルト処理工程, オフガス処理工程から構成されている。以下に各プロセス毎の概要を示す。

処理対象物となるスラッジは廃液処理工程から発生する。スラッジの成分は主に $\text{CuFe}(\text{CN})_6$, $\text{Fe}(\text{OH})_3$, $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 等であり, これらスラッジは前処理工程へ送られる。始めにスラッジはスラッジシクナーに約10w/oのスラッジ濃度まで濃縮される。次に冷凍・解凍装置へ送られスラッジ粒子を成長させることにより, スラッジの沈降速度を高めるためスラッジの冷凍・解凍操作を行う。ここでスラッジ濃度は20w/oとなる。この操作は2基ある冷凍・解凍装置を交互に運転することにより実施している。冷凍・解凍後, スラッジは中継タンクに受け入れられた後, ドラムバキュームフィルターに送られ, 12kg/hの処理速度でミキサーに送られる。ドラムバキュームフィルターでのスラッジ濃度は約40w/oとなっている。ミキサーではシリコンオイル(1)対1・1・1トリクロロエタン(2)の試薬を加え溶融されたホットビチューメンがあらかじめ充てんされている。ミキサー内のビチューメンの溶融は25kwの外部ヒータと60kwの内部ヒータによってミキサー内のビチューメン温度を200~220°Cに保持している。ミキサー内温度を一定に保持するために, ミキサー内温度が200°C以下になるとス

ラッジの供給が停止し、220℃以上になるとミキサーの加熱ヒータ電源が停止するインターロック機構が設けられている。スラッジはプロセスに付帯するγ線検出器によって線量チェックが行われ、少量ずつミキサー内に供給される。

混合されたビチューメンとスラッジはミキサー下部の400ℓドラム缶内に充てんされる。ドラム缶は6本配置され、充てん終了毎にドラム缶回転台が回転し、次のドラム缶へ充てんされるようになっている。

但し、一回の充てんでは冷却によるビチューメンの収縮が生ずるため再度、同ドラム缶へビチューメンを充てんし充てん率を100%に近づける操作を実施している。

処理プロセスから発生するオフガスはミストセパレータ、コンデンサー、電気集じん器、アブソリュートフィルターで処理された後、大気放出される。充てん固化後のビチューメン固化体ドラム缶の内、一部は固化体の密度及び固化状態を観察することになっている。固化後のビチューメン固化体ドラム缶は同サイト内に貯蔵されている。

ビチューメン固化処理されるスラッジ成分については25成分が分析され、スラッジの含水率は85～90wt%である。スラッジの主要成分はSi>Fe>Zn>Ca>Na>Pである。尚、1990年2月の時点では1989年の6月に冷凍、解凍装置及び充てん固化部の老朽化による交換工事が終了し、その後、試運転を実施したが調整が不調で運転は中止している。

4.6 セメント固化処理設備

廃棄物処理部には現在2つのセメント固化処理設備がある。1つはサイト1にある高線量のβγ廃棄物を対象とするセメント固化処理設備である。固化廃棄物は現在デコミッション中のユーロケミック社の再処理工場内から発生する床コンクリート、廃砂、イオン交換樹脂等であり、これら廃棄物の固化はセル内に設置されているセメント固化処理装置によってセメント固化処理が実施されている。もう一つはサイト2（旧S,C,K/C,E,Nの廃棄物処理部）にあるセメント固化処理設備であり、固化廃棄物は低レベルのβγ系の雑固体廃棄物（金属、パイプ、コンクリート等）であり、ドラム缶内に雑固体廃棄物を収納した後、セメントモルタルを廃棄物の空隙に充てんする固化方式を採用している。

4.7 スーパーコンパクション設備

ベルギー国内及びドイツ、オランダの原子施設及び原子力発電所から発生する低レベルβγ雑固体廃棄物を処理対象として、サイト2内の廃棄物貯蔵庫の脇に移動型のスーパーコンパクション設備を設けβγ系雑固体廃棄物ドラム缶の圧縮処理を実施している。

設備は2,000tの油圧装置を有する大型トレーラーと圧縮後のドラム缶を取り扱う作業エリア（仮設グリーンハウス）から構成されている。この設備の特徴は必要な場所に応じて油圧装置を移動出来ることが可能な点にある。

処理能力は50～80ドラム缶／日でドラム1本当当たりの圧縮処理時間は約2～3分であり、圧縮後のドラムは平均して約5～6の圧縮ドラムが収納容器に充てんされる。尚、収納容器と圧縮ドラムの空隙はセメントモルタルにより充てんされる。

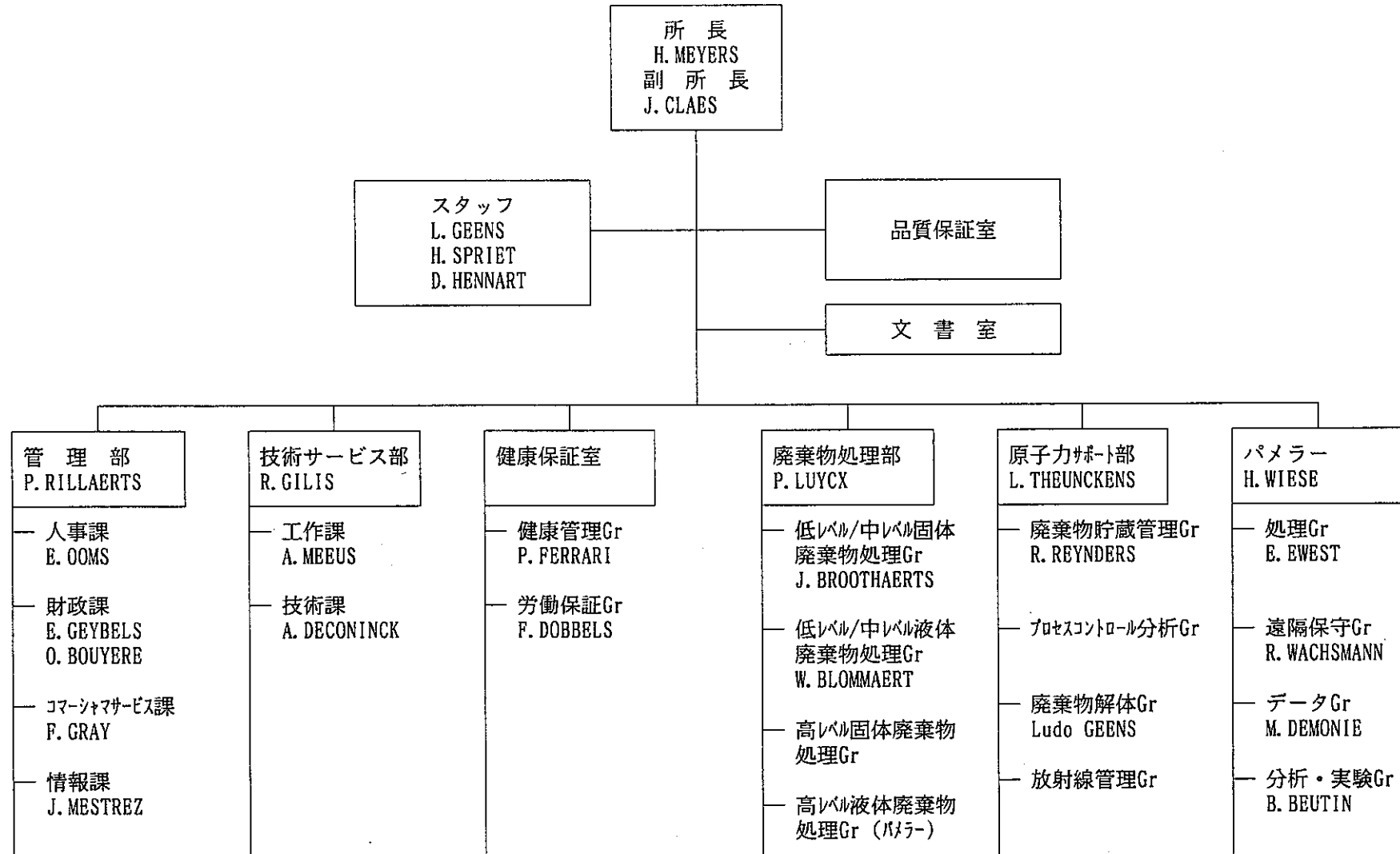
4.8 中レベル廃棄物の受入れ・貯蔵

廃棄物処理部では各原子力施設から発生する中レベル廃棄物 ($>5.16 \times 10^{-5} \text{c/kg}$) はプラスチック容器に収納され、更に、ビニルシートにより養生後、移送キャスクにて移送されてくる。

以下に受入手順を示す。

- 1) 貯蔵用コンテナには2つの廃棄缶が収納されている。
- 2) ピット上部遮蔽カバーからクレーン操作によりコンテナ上部へ遮蔽蓋を吊り上げる。
- 3) ピット遮蔽カバーを移動し、キャスクをコンテナ上部にセットし、キャスク下部の遮蔽蓋を開ける。(この時点で収納廃棄物の線量率測定を実施する。)
- 4) キャスク上部にある操作ハンドルで廃棄物缶のロックを解除し、缶をコンテナに収納させる。
- 5) ピットの遮蔽カバーを再び始めの状態にもどしコンテナ上部遮蔽蓋をコンテナに取り付ける。
- 6) コンテナ全体をクレーンで吊りキャスクより取り出す。

廃棄物処理部での中レベル廃棄物の受入れ、貯蔵は1970年より開始され、コンクリート表面の表面線量率はMax $2.58 \times 10^{-4} \text{c/kg}$ 以下を受入基準としている。中レベル廃棄物の管理は定期的に表面線量率を測定し、その結果、内部の廃棄物表面線量率が $5.16 \times 10^{-5} \text{c/kg}$ 以下と認められた場合は、上記受入手順の逆操作により廃棄物を取り出し α ホールで解体処理されることになっている。貯蔵所内の雨水は専用ピットに集められ、定期的にサンプリングし放射能濃度の分析を実施している。



注) 1990年2月現在

図-1 ベルゴプロセスの組織

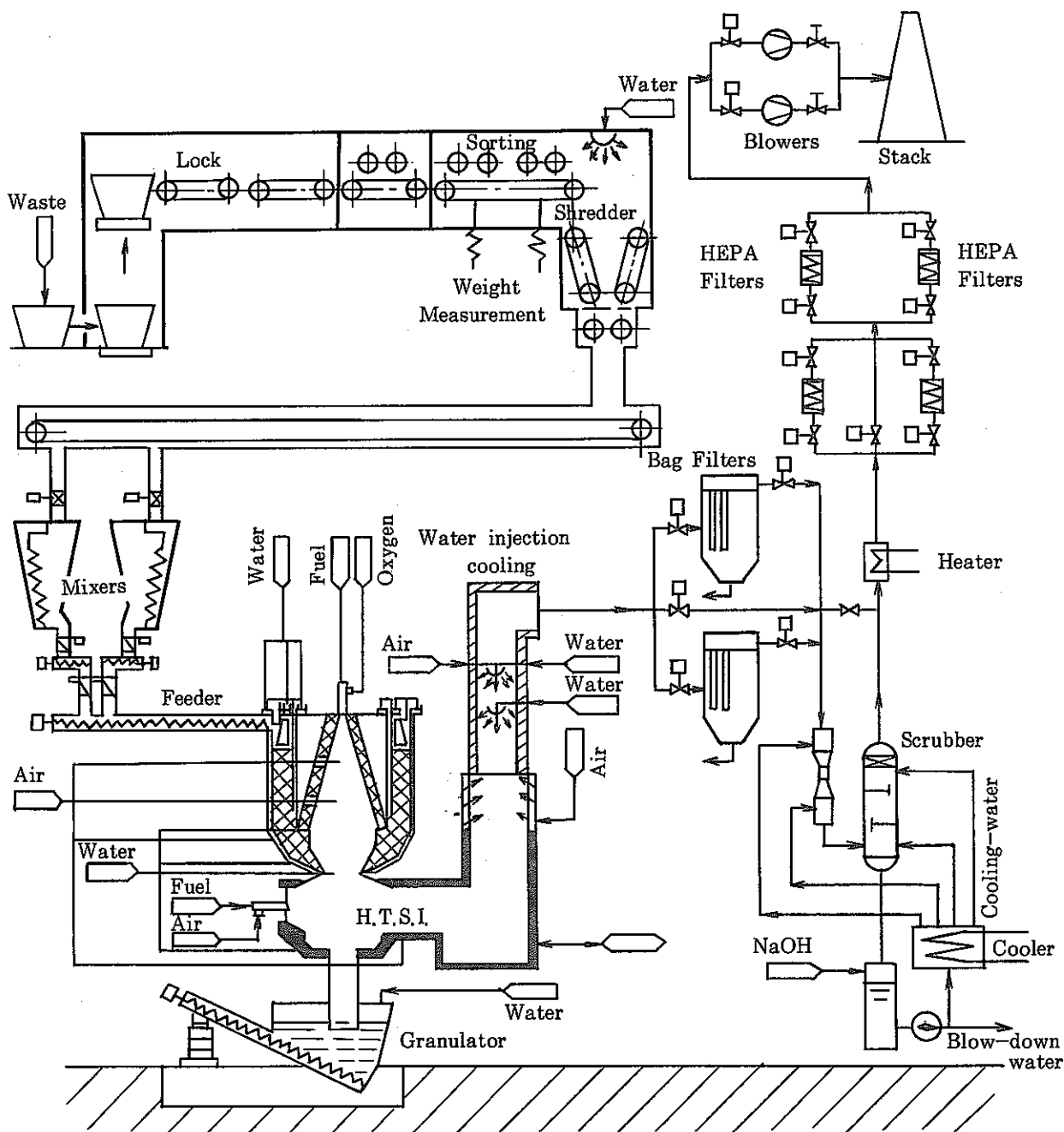


図-2 H. T. S. I. プロセス

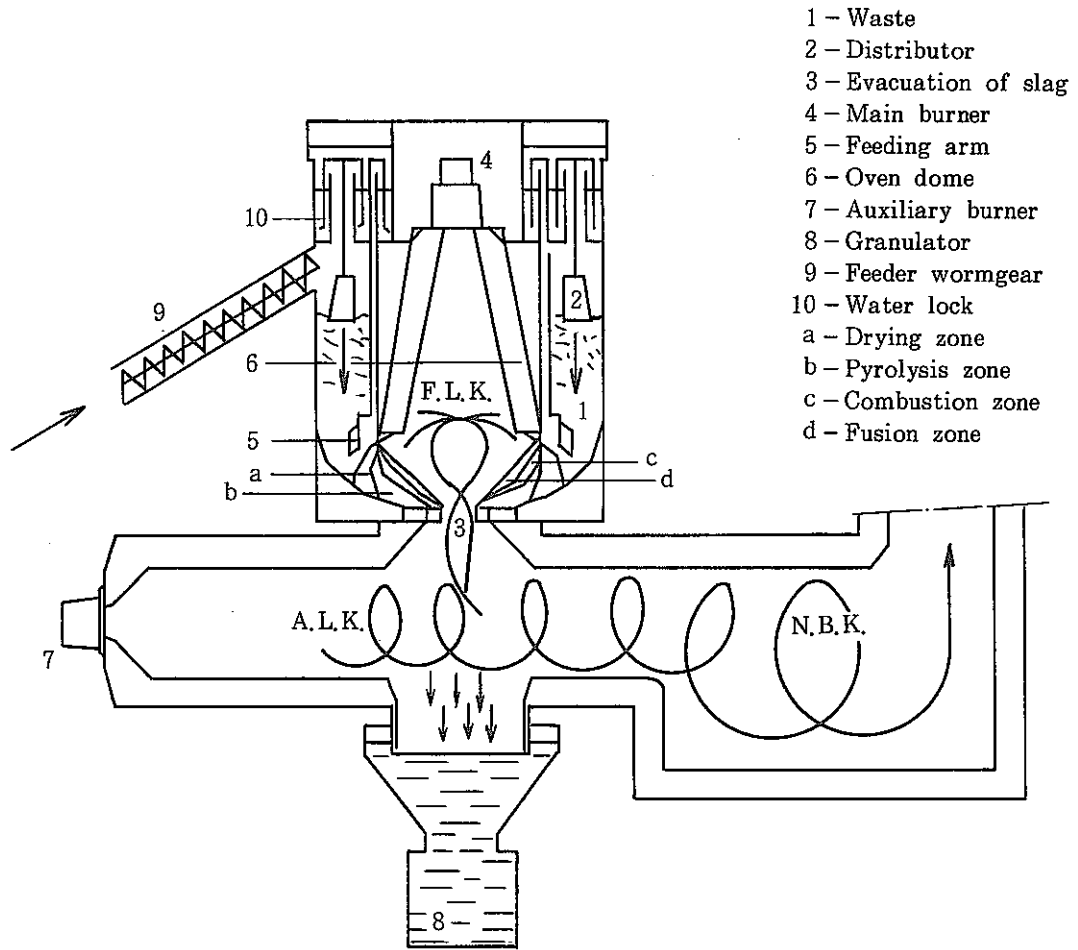


图-3 烧却炉概略图

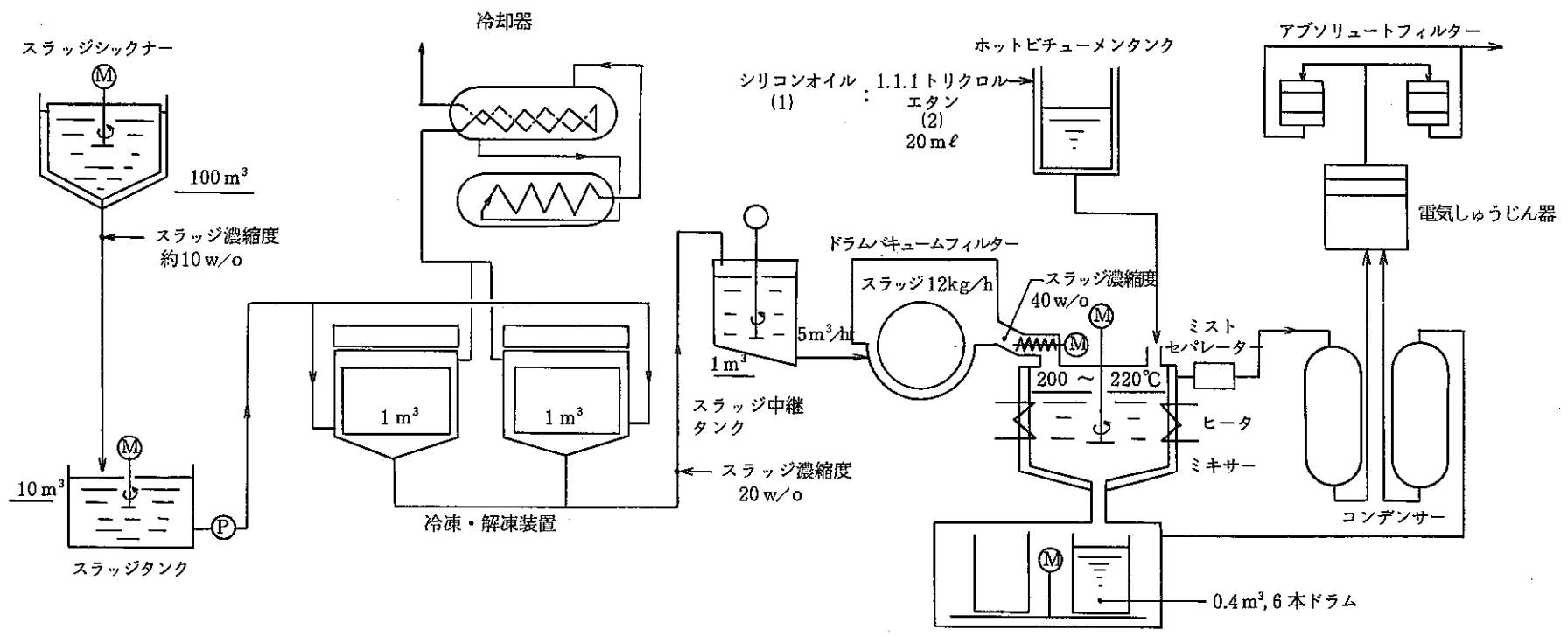


図-4 a ビチューメン処理プロセスフロー

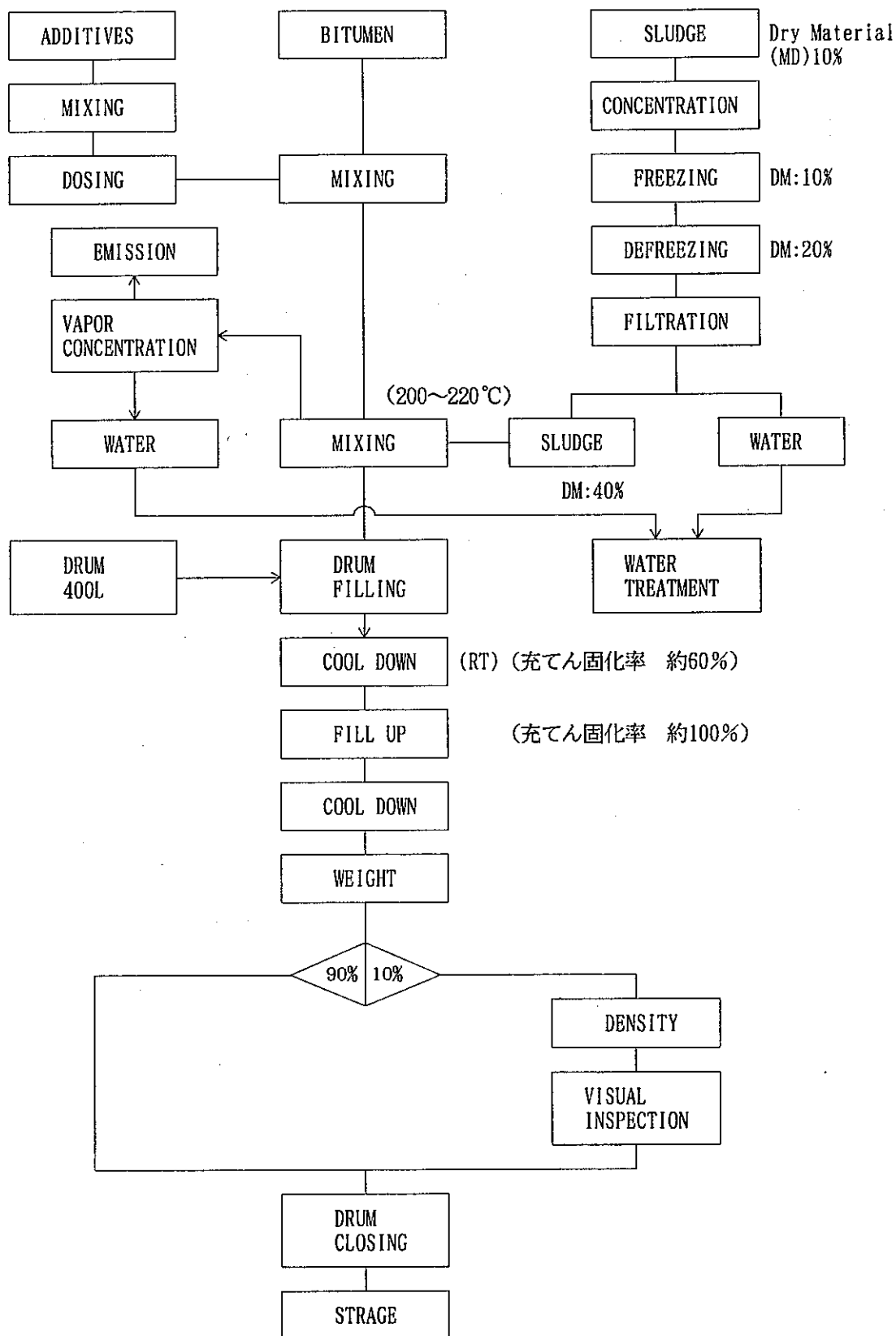


図-4b ビチューメン処理フローダイヤグラム

5. 廃棄物処理部での研修

廃棄物処理部での研修はビチューメン固化処理設備及びセメント固化処理設備に関し、プロセスの品質管理を目的として、最終プロダクトである固化体（コールド及びホット固化体）の物性評価手法に関する研修を実施した。

5.1 ビチューメン固化処理設備評価

ビチューメン固化処理設備での対象廃棄物は廃液処理工程から発生する廃液スラッジである。

ビチューメン固化体の物性評価項目としては、①針入度、②スラッジ濃度、③比重、④軟化点、⑤含水率、⑥引火点があり、この内、研修期間では⑥の引火点を除く物性評価に関する手法の研修を実施したので、以下にその概要を記す。

針入度測定試験に用いた測定装置を図-5及び手順内容を以下に示す。測定手順フローを図-6に示す。

1) 針入度測定試験

(1) 手 順

① ビチューメンの溶融

恒温槽を約 160℃にセットし、ビチューメンをビーカーに取りビチューメンの溶融を行う。

② ケースの洗浄

試料の成形を行うために用いるケースの洗浄を行う。ケースは銅製で50^H×50^Φmm、t=1mmである。ケースの洗浄剤はジクロロメタンを用いて行う。この洗浄でもケースの洗浄が不完全であればHgcl及びHNO₃を用いる。

③ ボードの洗浄

このボードは洗浄後のケースを乗せ、ケース内に溶融ビチューメンを流し込み固化体の下面を平滑にするために用いるものである。

このため、ボードは紙やすりを用いてボード表面上の汚れを取り除く必要がある。ボードの洗浄が不完全な場合、冷却後のビチューメン固化体のケースをボードから取り出す際にケース下面にビチューメンの一部が付着し、完全な平滑面のビチューメンが得られない可能性があるため十分な洗浄が必要となる。

④ ケースのセット

洗浄が終了したケース、ボードはケースをボードに乗せておく。

- ⑤ 溶融ビチューメンの流し込み
ボード上のケースに溶融ビチューメンを山盛りになるまで静かに流し込む。
- ⑥ 溶融ビチューメンの冷却
約2時間の冷却によってケース中央部のビチューメンがくぼむ。
- ⑦ 溶融ビチューメンの再注入
ビチューメンのくぼみ部へ再び溶融ビチューメンを山盛りになるまで流し込む。
- ⑧ 冷却
再注入後のビチューメンの冷却を行う。(約1～2時間)
- ⑨ 上部ビチューメンのカッティング
針入度測定用試料とするために、ケース上部の余分なビチューメンをヒーターにて加熱したスパッチラでビチューメンをカッティングする。
- ⑩ ボードからケース取外し
ボードからケースを取外す。(ボードの洗浄が不完全な場合はケース下部のビチューメンがボード側へ付着する可能性がある。)
- ⑪ ケースからの取出し
打ち抜き板(銅)とハンマーにより固化ビチューメンをケースから取出す。(より良いケースからのビチューメンの取出し方法として、油圧シリンダーにてゆっくりと固化ビチューメンをケースから取出す方法もある。)
- ⑫ 針入度測定
ビチューメン固化体を測定装置にセットし、針入度の測定を実施する。

(2) 測定

針入度測定試験はビチューメン1体当たり、各針負荷時間に対して5点の測定を行う。今回の針負荷時間は5秒と25秒で行い、各時間に対して5点であるため合計10点で実施した。図-7にビチューメン固化体の針入度測定点を示す。

測定の開始に際してはニードルをビチューメン固化体の表面の近くまで下げ、この位置をゼロ点とする。次にストップウォッチにてニードルを落とす時間を正確に計測する(ニードル負荷時間は5秒、25秒)その後、針入量を針入度測定装置のダイヤルゲージから読みと取る。

以上の操作にてコールドビチューメン固化体について針入度測定試験を実施したが、ニードルのゼロ点補正が不十分であったため、各データのバラツキが大きく正確な値を得ることが出来なかった。

2) 軟化点測定試験

試験に用いたビチューメン固化体は針入度測定試験に用いたビチューメン固化体と同等である。軟化点測定装置を図-8aに示す。又、測定手順フローを図-9に及び手順内容を

以下に示す。

(1) 手 順

① ビチューメンの溶融

恒温槽を約 160℃にセットし、ビチューメンをビーカーに取りビチューメンの溶融を行う。

② 試験器具の洗浄

軟化点測定試験に用いるショルダーリング、リングホルダー、ボールセンタリングガイド、ボールの洗浄を行う。洗浄剤はジクロロメタンで汚れがひどい時は HNO_3 、 HgCl を用いる。

③ ボードの洗浄

ボードは洗浄後のショルダーリングを乗せ、ショルダーリング内に溶融ビチューメンを流し込み固化体の下面を平滑にするために用いるものである。このためボードは紙やすりを用いてボード表面上の汚れを取り除く必要がある。ボードの洗浄が不完全な場合は、冷却した後のビチューメンのショルダーリングをボードから取り外す際にリング下面のビチューメンの一部がボードに付着し完全な平滑面のビチューメンが得られないため十分なボード洗浄が必要となる。

④ 溶融ビチューメンの流し込み

ショルダーリングに溶融ビチューメンを流し込む。この際、溶融ビチューメンは山盛りになるまで流し込む。

⑤ 冷 却

約30分間ショルダーリング内のビチューメンの冷却を行う。

⑥ 上部ビチューメンのカット

冷却後、ショルダーリング上部の余分なビチューメンをヒータで加熱したスパッチラにてカットする。

⑦ ボードからの取外し

ボードからショルダーリングを取り外す。

⑧ 軟化点測定

ショルダーリングを測定装置にセットし軟化点の測定を実施する。

(2) 測定及び結果

図-8bに示すようにショルダーリングをセットする。

測定はヒータにてビーカー内の水を徐徐に加熱する。又、ビーカー水の攪拌も並行して行う。

水温の上昇と共に、ショルダーリング上にセットしたボール (3.55g)が、ショルダーリング内のビチューメンの軟化により徐徐に落下し始める。更に、水温の上昇に伴いビ

チューメンの軟化は増し、最終的にはショルダーリングの25mm下にあるプレートにビチューメンが接触した時の水温を測定し、この水温を測定ビチューメンの軟化点とする。結果は同試料について2回の軟化点測定により、第1回目は54℃、第2回目は55℃となった。

3) ホットビチューメン固化体のサンプリングの検討

ビチューメン固化処理プロセス品質管理において必要となるビチューメン固化体の物性評価に用いる試料は、充てん固化後のホットビチューメン固化ドラムからサンプリングされる。

従来のサンプリングは作業者が直接、充てん固化ドラムよりホットビチューメンの一部を採取し、採取ビチューメンを容器に入れ加熱溶解させ50Φ×50mmHの固化体を作製し、物性評価試料としていた。しかし、作業の効率化の観点からコアドリルによるホットビチューメンのサンプリングを当廃棄物処理部で検討することになった。

以下にその検討概要を示す。

コアドリルによるサンプリングテストを実施するために、サンプルのビチューメンの調整を行った。サンプルはコールドである。このコールドのビチューメンを用いて図-10に示す様な装置にてサンプリングテストを実施した。コアドリルは非常にコンパクトなものであり作業員1名で充分に取扱えるものである。

切削はドリル先端のダイヤモンド刃内に切削水が流れる仕組みになっている。切削水の圧力は約6 kg/cm² である。切削時は常に切削部へ水が供給されるようになっており、ドリル刃内から排出される水はポンプにてアタッチメント外へ排水されるようになっている。

今回のサンプリングテストではドリル直径25Φを用いた。その結果、約10mmHのテストピースをサンプリングする所要時間は約3分程度であった。

但し、コアドリルによるサンプリングの場合は切削水が多く発生するため、2次排水の問題が発生する。

4) ビチューメン固化体の含水率測定試験

試験に用いたビチューメン固化体は針入度、軟化点の測定試験に用いたビチューメン固化体と同等である。

含水率測定試験装置を図-11に示す。測定手順フローを図-12に及び手順内容を以下に示す。

(1) 手 順

① ビチューメンの精秤

試料ビチューメンの重量を精秤する

- ② ビチューメン及び溶解液の調整
精秤後の試験体及びキシレン200mℓを1ℓの丸フラスコに注入する。
- ③ ビチューメンの溶解
室温状態でビチューメンをキシレンにて完全溶解するまで攪拌する。
- ④ 溶解ビチューメンの加熱
溶解ビチューメンの加熱を行う。加熱の溶液は状態を観察しながら50℃ずつ加熱させ最高温度は300℃までとする。
- ⑤ ベーパーの冷却
温度の上昇に伴い溶解ビチューメン液からベーパーが発生する。このベーパーは装置上部のコンデンサーにて冷却されベーパーの凝縮が行なわれる。
- ⑥ 含水率の測定
溶解ビチューメンからベーパーの発生がなくなった時点で、蒸発回収水分測定ゲージに捕集された水分量を測定す。

(2) 結果

ビチューメン固化体中の含水率は以下の式により求めた。

$$\text{含水率} = \text{蒸発水分量 (g)} / \text{試験体重量} \times 100$$

本測定によってビチューメン固化体中の含水率測定試験を試みたが、ビチューメン溶解液の温度コントロールが難しく、ビチューメン溶解液が加熱時に突沸する現象が発生し、初期値となるビチューメン固化体の重量変化が生じ正確な含水率の計算に支障が生じた。突沸原因としては模擬ビチューメン中の夾雑物 (CaSO_4 , $\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$) の影響が考えられた。

(3) その他

ビチューメン溶解液が突沸し、フラスコ上部及び冷却管部までビチューメンが付着した場合はキシレン約50mℓフラスコに入れ、加熱シキシレンベーパーによる洗浄を行う。この操作により殆どの付着ビチューメンを洗浄することができる。

5) ビチューメン固化体中のスラッジ濃度測定-I

試験に用いたビチューメンはホットビチューメンドラムよりサンプリングした試料を用いた。

スラッジ濃度試験装置を図-13に示す。又、測定手順フローを図-14に及び手順内容を以下に示す。

(1) 手順

① 重量測定

ガラスフィルター、ビチューメン試料の重量測定を行う。

② 試料セット

ビチューメン試料をガラスフィルター内に入れ、ガラスフィルターを溶解管内にセットする。

③ 溶解、沝過

フラスコ内に溶剤の 1・1・1トリクロロエタン300mℓを入れ、マントルヒータにて溶剤の加熱を行う。

フラスコ内の溶剤加熱により、溶剤のベーパーがガラス管を通り冷却管部で凝縮された溶剤液はガラスフィルター内に連続的に試料の溶解が行なわれる。又、ガラスフィルターを通過した溶解ビチューメン液は溶解管内に留まる。この溶解ビチューメン液が液のもどり管上部に達するとサイフォン原理で溶解ビチューメン液はフラスコ内にもどる。この操作はガラスフィルターを通過するビチューメン成分が溶出しなくなるまで続けられる。

④ ガラスフィルターの乾燥

ガラスフィルター内の試料が完全に溶解した時点でマントルヒータの加熱を停止し、溶解管からガラスフィルターを取出し恒温槽で乾燥する。

⑤ 重力測定

ガラスフィルターの乾燥終了後、ガラスフィルターの重量を測定し、測定前のガラスフィルター重量及び試料重量からスラッジ濃度を求める。

(2) 結果

スラッジ濃度は以下の計算式にて求めた。

A : 溶解前ガラスフィルター重量 : 1.3115g

B : 試料重量 : 4.5375g

C : 溶解後ガラスフィルター重量 : 4.6756g

$$\begin{aligned} \text{スラッジ濃度} &= \{ (A) + (B) \} - (C) / (B) \\ &= (1.3115 + 4.5375) - 4.6756 / 4.5375 \\ &= 25.86\text{W/o} \end{aligned}$$

(3) 評価

ビチューメン固化処理設備でのビチューメン固化体のスラッジ濃度管理値は30W/oとされているが、今回の測定結果では約26W/oとなり若干低い値となった。

考えられる原因としてスラッジ成分の粒子径が、ガラスフィルターのポアサイズよりも予想外に小さかったため、完全にスラッジ成分をフィルターで分離回収することが出来なかったためと考えられた。

6) ビチューメン固化体中のスラッジ濃度測定試験 - II

前記のスラッジ濃度測定試験 - I ではビチューメン中のスラッジ成分を完全にガラス

フィルターで捕集することが出来ず、正確なスラッジ濃度を求めることが出来なかった。このため、他測定試験方法として遠心分離法によりスラッジ成分の分離を行うこととした。

試験に用いたビチューメン固化体はホットビチューメン及びコールドビチューメンである。尚、ホットビチューメンは貯蔵ビチューメンドラムよりサンプリングしたものである。

スラッジ濃度測定試験装置を図-15に示す。又、測定手順フローを図-16に及び手順内容を以下に示す。

(1) 手 順

① 重量測定

遠沈管（2本）内に試料を入れ重量測定を行う。

② 攪拌溶解

遠沈管内に溶剤を約10 ml 加え、遠沈管を攪拌装置に取り付け約20分間の攪拌を行い試料の溶解を行う。

③ バランス調整

遠沈管を遠心分離機にセットするため、遠沈管2本の重量バランスの調整を行う。重量のバランスは遠沈管への溶剤の増量によって行う。

④ 遠心分離

遠心分離機に遠沈管2本をセットし、約20分間の遠心分離を行う。

⑤ 溶解ビチューメン成分の取出し

遠心分離後、遠沈管内の溶解ビチューメン成分のみをスポイトで吸い取る。

⑥ 溶剤の添加

遠沈管に溶剤を加え上記②～⑤の操作を繰り返す。これらの操作の繰り返しによってビチューメン成分は完全に溶剤側に溶けスラッジ成分のみが遠沈管内に残る。

⑦ 乾燥・重量測定

ビチューメン成分を完全に取り除いた遠沈管を恒温槽内に入れ遠沈管内のスラッジ乾燥を行う。乾燥後、遠沈管の重量を測定しスラッジ濃度を求める。

(2) 結 果

今回の試験結果を表-1に示す。今回試験に用いたビチューメンの試料はA～Eの5タイプである。表中のA, B, C, Eはホットビチューメンを示し、Dはコールドビチューメンを示す。測定件数は16件であった。

表から分るように各ビチューメン固化体のスラッジ濃度は30W/o に近い値となったもののバラツキが大きい。

タイプAはビチューメンを溶剤で溶解した際、ビチューメン中にイオン交換樹脂が混

入していたため、イオン交換樹脂を沍過にして分離後、重量を測定し初期ビチューメン試料重量から差し引いてスラッジ濃度を補正した。

遠心分離後によるスラッジ濃度測定試験ではスラッジ濃度を正確に求めることは出来るが、ビチューメン溶解液を採取する際において若干のスラッジ成分も同時に採取される可能性があり、スラッジ濃度の算出において誤差を生じることが考えられる。以上より表-1で同試料で一方が低い値を示しているのは以上から考えられた。

7) ビチューメン固化処理設備におけるビチューメン固化体の比重、スラッジ濃度及び γ 線放射能濃度

本廃棄物処理部のビチューメン固化処理設備の冷凍、解答装置及びドラム缶へのビチューメン充てん固化部の老朽化による交換工事が1989年6月末で終了した。このため工事終了後の設備の稼動状況を把握するために、低レベル放射性廃液スラッジによるビチューメン固化処理を行い、ビチューメン固化体の比重、スラッジ濃度及び γ 線放射能濃度の測定を実施した。

(1) ビチューメン試料のサンプリング

今回の測定試験に際して必要となる試料数を得るために、ビチューメン固化処理設備は5バッチの運転を実施した。試料のサンプリングは1バッチ当り混合槽(200 ℓ)内のビチューメンとスラッジ混合物について混合槽上中下の3点をサンプリングポイントとした。試料数は5バッチ \times 3点サンプル/バッチで15サンプルである。図-17に混合槽からのビチューメンのサンプリングを示す。混合槽下部からのビチューメンのサンプリングは図-18に示す状態でサンプリング治具を用いて使用した。このサンプリング治具を用いて得られるビチューメン試料はビチューメン固化体の比重、 γ 放射線強度及びスラッジ濃度の測定に使用した。図-19にサンプリング治具概略図を示す。この治具の構造は単純なもので直径80 Φ のプラスチック円板中央部にビチューメンが落下することによりサンプリングができるようになっている。

(2) 比重測定

ビチューメンの比重測定はサンプリング治具から試料を剝離させた後、カッターナイフで試料を適当な大きさに切断後、空気中での試料重量及び水中での試料重量を測定し比重値を求めた。図-20に測定手順を示す。

比重値は下式より求めた。

$$\text{比重} = \text{空気中での試料重量} / \text{水中での試料重量} \times d_{H_2O}$$

(3) γ 放射能濃度

ビチューメン試料をカッターナイフで適当な小片に切断し γ 線測定用サンプル管に入れ溶剤($CCl_3 \cdot CH_3$)により試料の溶解を行う。 γ 線強度測定は1試料につき100秒測定を5回実施しその平均値から試料中の γ 放射能濃度を求めた。

(4) スラッジ濃度

試料中のスラッジ濃度は前項のビチューメン固化体中のスラッジ濃度測定試験－Ⅱにより実施した。

(5) 結果

① 比重

表－2及び図－21に各バッチでのビチューメン比重値を示す。バッチNo.1, No.5はやや低い比重値を示したがバッチNo.2からNo.4までは安定した比重値となり、各バッチのビチューメン混合槽の3点についての比重値はほぼ等しい値を示した。これより混合槽内でのビチューメンとスラッジの混合は均一になっていることが判明した。

② 放射能濃度

ビチューメン固化体の放射能濃度はバッチNo.1からバッチNo.2にかけて大きく減少しそれ以後は安定した値を示した。これはバッチNo.1のビチューメン固化体中には今回試験に用いた放射性スラッジの放射能濃度よりも高いレベルのスラッジがビチューメン固化処理設備の供給機及び混合槽内に付着していたため、この高レベルスラッジの影響がバッチNo.1に現われた。しかし、この高レベルスラッジもバッチ回数を重ねることにより放射能濃度は減少する傾向となった。(図－22参照)

③ スラッジ濃度

スラッジ濃度の測定は2バッチ分(バッチNo.2,5)について測定した。その結果、バッチNo.2は30.8W/o, バッチNo.5は32.7W/oとなり、運転条件を満す値となった。

5.2 セメント固化処理施設評価

廃棄物処理部には現在2つのセメント固化処理設備がある。1つは同処理部のサイト1でのセメント固化処理設備であり、固化対象廃棄物は現在デコミッションニング中のユーロケミック社の再処理工場から発生する高線量($<5.16 \times 10^{-5} \text{C/kg}$)の床コンクリート、廃砂、イオン交換樹脂等であり、これら廃棄物はセル内のセメント固化処理設備にてセメント固化処理が行なわれている。

もう1つは同部のサイト2(旧S. C. K/C. E. Nの廃棄物処理部)にあるセメント固化処理設備であり、固化対象廃棄物は低いレベルの $\beta \gamma$ 系の雑固化廃棄物(金属, パイプ, コンクリート等)であり、ドラム缶内に廃棄物を収納後、空隙にセメントモルタルを注入してセメント固化処理を行っている。

研修ではサイト1にある高線量廃棄物のセメント固化処理設備についての評価試験を実施した。

研修期間内ではセメント固化体について①圧縮試験, ②含水率測定試験, ③吸水率測定試験, ④セメントモルタルミキサー評価試験を実施した。

以下に各評価試験について報告する。図-23に試験フローを示す。

1) セメント固化体評価試験-I

セメント固化体圧縮試験に使用する固化体は模擬廃棄物をセメントモルタルにて固化させたコールドのセメント固化体である。

セメントモルタルはLK-30を使用している。LK-30の成分は以下の通りである。

CaO : 43.48W/o, SiO₂ : 30.77W/o, Al₂O₃ : 7.85W/o

FeO₃ : 1.78W/o, Na₂O : 0.50W/o, K₂O : 0.87W/o

MgO : 7.92W/o, Mn₂O₃ : 0.45W/o, SO₃ : 2.83W/o

灼熱減量 : 0.89W/o, 残渣 : 1.30W/o

模擬廃棄物とセメントモルタルにて作製されるコールドのセメント固化体はシリンダータイプと立方体タイプである。セメント固化体の圧縮試験用のセメント固化体は全て水中に一定期間浸漬させた後、圧縮試験が実施される。(試験フローには28日、90日間の水中浸漬後のセメント圧縮試験である。)今回、実施した試験は浸漬28日間後のセメント固化体についてタイプAの評価試験を実施したので以下に報告する。

(1) セメント固化体作製

模擬廃棄物のセメントモルタルは50φ×100mmHの型枠に注入させ、固化させた試料を用いた。表-3にセメント固化体成分、模擬廃棄物及び水の配合比等を示す。

(2) 水中浸漬

固化後のセメント固化体を型枠から取り外し水中に一定期間(28日間)浸漬させる。

(3) タイプA評価試験

この試験は凍結、解凍→圧縮試験→含水率測定試験→吸水率測定試験のフローで実施される。

① 凍結、解凍

凍結、解凍の開始前に、セメント固化体の表面観察、寸法測定、重量、容量のデータを記入する。その後、セメント固化体に対して凍結、解凍(-10℃~室温)のサイクルを10回繰り返した後、圧縮試験を実施する。凍結、解凍の間隔は24時間である。

② 圧縮試験

圧縮試験に必要となる各セメント固化体への圧縮スピード(KN/sec)はセメント固化体表面の1/6表面積の1/10で求める。

③ 含水率測定試験

圧縮試験終了後のセメント固化体について、その一部をハンマーにより採取し、その一部をビーカーに取り、採取し重量測定を行う。採取セメントを恒温槽内で110℃、24時間の乾燥を行う。乾燥終了後、採取セメントの重量を測定し、下記によってセメント固化体中の含水率を求める。

$$\text{含水率} = \frac{\text{乾燥前試料重量} - \text{乾燥後試料重量}}{\text{乾燥前試料重量}} \times 100$$

④ 吸水率測定試験

試料は含水率測定終了後の同一試料を用いる。試料の重量測定を行い試料が完全に水に浸るまで水を加え、室温中で48時間放置する。48時間後、試料を水より取り出し、試料重量の測定を行う。次に同試料を恒温槽内で、110℃で24時間の乾燥を行い乾燥終了後の試料の重量測定を行う。

$$\text{吸水率} = \frac{\text{吸水後試料重量} - \text{乾燥後試料重量}}{\text{吸水前試料重量}} \times 100$$

(4) タイプB評価試験（参考）

この試験は凍結、解凍の工程を除いたもので、圧縮試験→含水率測定試験→吸水率測定試験のフローで実施される。

(5) 結果

28日間水中浸漬後の測定結果を表-3に示す。

① 圧縮強度

圧縮強度値は各セメント固化体のセメント成分、比重、水/セメント比等により大きく変動する。

② 比重

セメント固化体の比重は模擬廃棄物成分の混合比及び水/セメント比によって1.32～1.93の幅で変動した。

又、比重は約1.3から1.7に集中した。

③ 含水率

固化体の含水率の変動は少なく、約4%～7%程度となった。

④ 吸水率

固化体の吸水率は14.8%～28.5%の幅で変動した。

吸水率は約22%～29%に集中した。

2) セメント固化体評価試験-II

模擬廃棄物をセメントモルタルにて固化させ、28日間水中浸漬後の固化体の比重、圧縮強度値を測定した。

(1) セメント固化体作製（立方体タイプ）

評価試験-IIで用いたセメントモルタルは評価試験-IのLK-30と同等である。表-4に模擬廃棄物及びセメントと各廃棄物の配合比等を示す。立方体のセメント固化体は70^L×70^W×70^Hmmの立方体の型枠に注入して作製した。

(2) 水中浸漬

固化後のセメント固化体を型枠から取り外し、水中に28日間浸漬させる。

(3) 圧縮試験

圧縮試験で必要となるセメント固化体への圧縮スピードは1/6一表面積の1/10である。

(4) 結果

① 固化状態

セメント固化の主廃棄物であるイオン交換樹脂が固化体上面に片寄（浮き上がって）って固化されており、不均一なセメント固化体となった。又、28日間水中浸漬後のセメント表面部のイオン交換樹脂は非常に脆い状態となり、容易に崩れる固化状態となった。

② 比重

表-5にセメント固化体の比重を示す。各セメント固化体の比重は1.56~1.77の範囲でばらついた。

③ 圧縮強度

表-5にセメント固化体の圧縮強度を示す。圧縮強度値は管理圧縮強度基準値の30N/mm²を越えるデータが大半を占めた。

④ 考察

今回、圧縮試験に用いたセメント固化体は主固化対象廃棄物であるイオン交換樹脂がセメント固化体上部に浮き上がり、均一なセメント固化体にならず、28日間水中浸漬後のセメント上部のイオン交換樹脂とセメントの固化強度は非常に脆くなっており、固化体の一部が損傷するケースが発生した。このため、圧縮試験でのセメント固化体の圧縮強度はセメント自体の圧縮強度（セメント固化体中の主廃棄物であるイオン交換樹脂の殆どが、セメント上面に浮き上がり、28日間の水中浸漬において殆どのイオン交換樹脂が剥離していることが認められた。図-24参照）となっていることが考えられた。

3) セメント固化体評価試験-Ⅲ

前項2)の評価試験-Ⅱにおいて、不均一なセメント固化体のため妥当な圧縮強度データを得ることが出来なかった。このため、均一なセメント固化体を実験室にて小型ミキサーによって作製し、圧縮強度試験を行い先に実施した不均一セメント固化体との圧縮試験データと比較することとした。

一方、実セメント固化処理設備におけるセメントモルタルミキサーの混練状態の評価を行い、最適混練時間を決定する試験を実施した。試験はミキサーの攪拌時間をパラメータとしてセメントモルタルの均一性評価及び28日間の水中浸漬後の固化体の圧縮試験を実施

した。

(1) 均一セメント固化体圧縮試験（不均一セメント固化体圧縮試験との比較）

試料となるセメント固化体は先に実施した不均一セメント固化体と同成分、同模擬廃棄物を用いた。（表-6参照）

セメント固化体の混合に用いた混合機は外形 $543^L \times 380^W \times 550^H$ mmである。混練後、セメントモルタルを $70^L \times 70^W \times 70^H$ の型枠に流し込み固化させる。固化後、セメント固化体を型枠から取り出し、28日間の水中浸漬を行う。（図-25に試験フローを示す。）

(2) セメントモルタル均一性評価試験

図-26に試験フローを示す。試験に用いたセメントモルタルはセメントLK-30（50kg）、砂（M32, 100kg）、水 22.75ℓである。セメントモルタルに用いられている砂はセメントのバインダーの役割をしているものである。

試験はセメントモルタルを実機と同式のみキサーにて混練し、みキサーの攪拌時間を2分、4分、6分、8分、10分、15分の6パラメータとしてセメントモルタル中に含まれる砂の量と測定することとした。サンプリングは図-27に示すサンプリング点にて行った。サンプリング量は約100mℓでサンプリング後1ℓのポリビンに移す。サンプリングのセメントモルタルの重量を測定する。セメントモルタルの固化を防止するために、10g/ℓ濃度の砂糖水をセメントモルタルに加える。次に、セメントモルタル中のセメント成分と砂の固液分離を行うため図-28に示す方法にて105μmメッシュのふるいにセメントモルタルを全量移し、水中でふるいを軽く動かしセメントと砂の固液分離を行う。固液分離後、ふるい上の砂を恒温槽内で乾燥させ乾燥後の砂重量を測定し、下記の式によりセメントモルタルの均一性の評価を行った。又、同じくみキサーの攪拌時間毎にみキサーの中心よりセメントモルタルをサンプリングしセメント固化体を作製後、28日間の水中浸漬させ圧縮試験を実施した。

$$\text{セメントモルタル均一性 (W/o)} = \frac{\text{乾燥後の砂重量 (g)}}{\text{セメント+砂+水重量 (サンプリング重量)}} \times 100$$

又、図-29に示すみキサーの中心よりみキサーの攪拌時間パラメータ（4分、6分、8分、10分）にてセメントモルタルをサンプリングし、攪拌時間でのセメント固化体の圧縮強度の評価についても実施した。セメントモルタルはサンプリング後、 $70^L \times 70^W \times 70^H$ の型枠によって直方体のセメント固化体を作製する固化後の固化体は28日間水中に浸漬させた圧縮試験を行った。又、固化体の比重の測定も実施した。

(3) 結果

① 均一セメント固化体圧縮試験（不均一セメント固化体との比較）

小型みキサーにて作製したセメント固化体は均一な固化体となった。セメント固化体上部へは模擬廃棄物であるイオン交換樹脂の浮き上がりは認められなかった。又、

28日間の水中浸漬においても健全な固化体となった。

表-7及び図-30に28日間水中浸漬後のセメント圧縮試験を示す。均一セメント固化体の圧縮強度値は不均一セメント固化体の圧縮強度値とほぼ同じ傾向となった。これより、セメント固化体中のイオン交換樹脂の均一性及び不均一性についてはセメント固化体への圧縮強度に対しては殆ど影響しないことが分かった。しかし、セメント固化体の貯蔵及び処分においては均一なセメント固化体は必要な条件となることから、イオン交換樹脂等の比重が低い廃棄物に対するセメント材質及びミキサーの検討が必要であると考えられた。

② セメントモルタル均一性評価試験

試験結果を表-8に示す。又、図-31、図-32にサンプリングポイントにおけるセメントモルタルの均一性を示す。図-31に示す様にミキサー3点におけるセメントモルタル中の砂割合はほぼ等しい値を示し、攪拌時間の経過に伴いセメントモルタル中の砂割合は増加する傾向を示した。図-32は図-31の各サンプリングポイント3点の平均値をプロットしたもので、ミキサーの攪拌時間、2分から4分にかけてセメントモルタル中の砂割合は急激な増加を示し、4分から10分までは徐々に増加する傾向となり10分から15分でほぼセメントモルタル中の砂割合は平衡状態となった。

攪拌時間でセメント固化体（直方体）の圧縮試験の結果を図-33に示す。図に示すようにミキサーの攪拌時間を6分と8分にした場合のセメント固化体の圧縮強度は低下の傾向を示した。攪拌時間の経過によりセメントモルタル中の砂割合は増加することから、10分における圧縮強度値の低下の原因解析は難しい。

以上の結果から考えられる事は、セメントモルタルの攪拌時間は少なくとも10分以上の攪拌時間が必要であることがわかった。現状の実セメントミキサーの攪拌時間は1.5分と短いため、これらデータを実セメントミキサーへ反映することとした。

5.3 高温溶融スラグ焼却設備の調査研究

(アルファ汚染廃棄物処理試験及びオフガス処理設備について)

Mo1に設置されている高温溶融スラグ焼却炉は1983年7月から12月までの6か月に渡ってアルファ汚染廃棄物の焼却試験を実施した実績を有している。

以下に、アルファ汚染廃棄物焼却試験を通して得られた焼却設備に対するプルトニウム挙動及び同設備のオフガス処理系の運転に関する調査・研究結果の概要を記す。

5.3.1 アルファ汚染廃棄物焼却試験

1) はじめに

原子力施設から発生する放射性廃棄物の内、アルファ、ベータ、ガンマ核種で汚染された廃棄物の内には長半減期核種を含むものがあり、処理処分において考慮しなければならない廃棄物となっている。

これら廃棄物の減容処理として本焼却炉は高温の不溶性SiO₂中に可燃性廃棄物、不燃性廃棄物を共に溶解させ、安定した残渣を得るプロセスである。本試験の目的はTRUとβγ固体廃棄物の混合物の処理を通して設備のプルトニウム挙動及び操作性を評価するものである。プロセスのプロダクトであるグラニュールは化学的に不活性な不燃物の安定物質であり、グラニュールの貯蔵、輸送、処分に適応したものであるとしている。

2) H. T. S. Iシステム (High Temperature Slagging Incinerator)

プロセスの基本構成は廃棄物の受入、前処理設備、焼却炉、オフガス処理設備、グラニュール取り扱い設備である。システムは50kg/hrの供給量で設計され、システムの利点は可燃性廃棄物と不燃性廃棄物の供給幅が大きく取れ、液体廃棄物も固体廃棄物と同様に処理することが可能であり安定したグラニュールに変換することができるものである。廃棄物焼却量とグラニュール生成量の最大能力は供給廃棄物成分をコントロールすることによって決定される。

処理対象廃棄物はX線による内部検査を行い、セルロース、プラスチック、ガラス等に分類され破碎機のフィードホッパーに送られ、最大50mmサイズに破碎される。又、廃棄物中の金属は金属探知機により検査、取り除かれ、破碎機の保護が行なわれる。尚、時々廃棄物中には高圧ガス容器、鉛塊、鉛レンガ等の危険物が含まれている。破碎物はミキサーで混合均質後、焼却炉内へ供給、処理される。

(1) 焼却炉プロセス

本焼却炉はFLK, ALK, NBKの3つの焼却炉から構成されており、主焼却炉であるFLKでは廃棄物の燃焼及び溶融が約1600℃で行なわれ、安定なグラニュールに変換する。

焼却炉は円筒状の外部セルと同心円に作られた内部シリンダー及び水によるガス気密が主要構成となっている。

廃棄物は第1炉のFLKの内部シリンダーと外部セル壁との間に蓄積され、焼却炉の運転が開始される。FLK下部への廃棄物供給はディストリビューターにより、廃棄物が少量ずつ供給される。焼却炉は約1400～1600℃で運転される。燃焼には軽油、酸素が使用される。

FLK下部から生成されるグラニュールは約3mmφであり、平均生成量は23kg/hとなっている。このグラニュールはALKの下部に取り付けられているグラニューレタ内の水中に落下する。ALKではグラニュール生成部から発生する可燃ガスの燃焼が約1300～1400℃で行なわれる。ALKの加熱にはトルエンが用いられている。

NBKでは炉内発生ガスの最終燃焼を行なう炉であり、加熱はALKの余熱によって約1000℃に保持される。

グラニューレターのグラニュールはスクリーコンベアにより適時、100ℓドラム缶へ供給される。

オフガスはNBKから搬出された後、約1000Nm³/hの空気が供給され、800℃まで冷却される。更にガスは8本のスプレーノズルを有する冷却塔により水の直接霧吹きが行なわれ200℃まで冷却される。冷却塔後のオフガスはバグフィルターで同伴ダストが除去される。バグフィルター通過後のダスト濃度は2mg・Nm⁻³である。このバグフィルターはテフロン製で42本の円柱形フィルターが取り付けられており、表面積は50m²、除染係数は10⁴程度となっている。42本のバグフィルターは21本ずつ交互に10秒程度の間隔で5barの圧力空気による付着ダストの除去が行なわれる。バグフィルター通過後のオフガスはベンチュリースクラバーに送られ、アルカリ溶液によるガス洗浄が行なわれる。ここでは0.5μ以上の微粒子の99.5%が除去することが可能となっている。

その後のオフガスはラインヒーターによりガスが約90℃に加熱後、HEPAフィルターに送られ大気放出される。

(2) FLKシステムの開発経緯

1974年よりモルのベルギー原子力研究所(S. C. K. / C. E. N.)においてヨーロッパ諸国委員会の援助により“完全なシステム”と呼ばれる焼却炉の開発が行なわれ、超ウラン元素により汚染された低レベル廃棄物の減容固化が計画された。表-9に示すように、試験は非放射性的可燃物からスタートし、その後低いレベルのβγからプルトニウムの模擬焼却試験後実プルトニウム汚染廃棄物焼却試験を実施している。

(3) アルファ汚染廃棄物焼却試験

1983年後半の半年間にプロセス上のプルトニウム挙動を評価するために表-10に示す成分による放射性廃棄物とプルトニウム量を用いた焼却試験を実施した。試験は3段階で実施された。No.1ステージではH. T. S. I設備へ表-10に示す非放射性模擬廃棄物3,395kgを供給した。この試験は先の焼却試験により残留する放射性核種を可能な限り除染す

ることにあつた。試験条件は燃焼温度1300～1400°Cで焼却時間は約135 時間であつた。この試験で約800kgのグラニュールが生成し、最終バッチでの平均放射能量は約 2.2×10^9 Bq/100kgであつた。

No. 2 ステージではプルトニウム廃棄物焼却試験をNo. 1 ステージ終了後、直ちに実施している。試験は 540時間の焼却時間でNo. 1 ステージで用いた非放射性模擬廃棄物と同成分で11, 270kgを加え、この内に表-11に示すプルトニウムアイソトープ組成で15 gのプルトニウムを添加した。

プルトニウム廃棄物焼却試験で得られたトータルのグラニュール生成量は2, 467kgとなり、グラニュールの平均プルトニウム含有量は $1, 46\text{mgPu}^{239} \cdot \text{kg}^{-1}$ となつた。No. 3 ステージでの焼却試験はNo. 2 ステージでのプルトニウム廃棄物焼却試験により炉内に残留するアルファ核種の除染を目的として、燃焼比 $12\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ で実施した。試験は炉内にトータル量として240kg の非放射性廃棄物を供給し、プルトニウムのマスバランスを測定するために、グラニュール、ダストフィルター、スクラバ廃液中のプルトニウム濃度を測定している。

表-12にHTSIのプルトニウムバランスを示す。表より多くのプルトニウムはグラニュール中へ移行し (77.3w/o)、 廃棄物コーン (FLK炉下部に生成する廃棄物溶融物) 20w/o、 バクフィルター 2 w/o、 スクラバ廃液0.7w/oとなつた。この結果から廃棄物中のプルトニウムの約 8 割はグラニュール中へ移行し、オフガス系へのプルトニウムの移行量は低く抑えられることが分つた。

(4) 実証焼却試験

1981年から1986年にかけて焼却プロセスコントロールを目的とする実廃棄物による焼却試験を実施している。この試験の目的は焼却処理能力、減容率、グラニュールの品質測定を行い焼却炉の実証性を確認するものであつた。試験に用いられた廃棄物はベルギー国内原子力発電所、核燃料施設及び研究所、ラジオアイソトープ製造施設等から発生したものであり、(前述に記載したアルファ汚染廃棄物焼却試験は本実証焼却試験の一部である。) 実証焼却試験に用いた代表的な廃棄物組成を表-13に示す。

廃棄物組成は燃焼温度及び溶融温度あるいはグラニュールの粘性、焼却能力に影響する。以下に試験で受け入れた廃棄物の条件を示す。

- ① 可燃性固体廃棄物には液体分が含まれていない事
- ② 不燃性固体廃棄物は低温で溶融及び分解する事
(例：小金属片、グラスウール、アスベスト等)
- ③ 廃棄物の表面線量率は 2×10^{-3} Sv/h以下である事
- ④ 廃棄物中の $\beta \gamma$ 濃度は 3.7×10^{10} Bq/m³以下である事
- ⑤ 廃棄物中の α 濃度は 3.7×10^8 Bq/m³以下である事

⑥ 廃棄物中にはRa, Th, I-131が含まれていない事

これら廃棄物は表-14に示す実証焼却試験期間中(1981年~1986年)に処理された。本試験期間での代表的キャンペーンにおける1週間当りの運転時間は120時間である。又、平均焼却処理量は1キャンペーン当り約6.5~7m³である。生成グラニユール量は焼却量20m³に対して1m³であった。

表-15に1982年~1985年における焼却炉スタックからの放射性物質の放出量を示す。放射能分析は各焼却キャンペーン毎に測定された。表-16及び表-16aにβγ低レベル廃棄物及びアルファ廃棄物の焼却における¹³⁷Csベース及びPu, Amベースの放射線量と除染係数を示す。

表よりH. T. S. Iシステム全体の除染係数としてβγ低レベル廃棄物焼却では 8×10^4 , アルファ廃棄物焼却では 2×10^7 を得ている。

一方、H. T. S. Iシステムの外部線量はオフガス処理系のバグフィルターで $1 \sim 5 \times 10^{-4}$ Sv/hrの範囲であった。又、FLKの廃棄物溶融部(コーン)並びに混合機周辺の外部線量は 2×10^{-5} Sv/h以下であった。H. T. S. Iシステムのメンテナンスにおける設備の停止時間は1月当り1週間が計画されたが、本試験期間内では1年当り平均して約3,000時間となり1月当りの平均設備停止は247時間である。これは計画停止時間の約5倍である。表-17にHTSシステムの各主要部分のメンテナンス割合を示す。

参考として本廃棄物処理部においてH. T. S. Iプロセスと他処理プロセスにおける低レベルβγ及びアルファ汚染廃棄物の比較検討を実施している。

表-18に比較検討結果を示す。結果では最終プロダクトの容量比較からH. T. S. Iプロセス+スラグのコンクリート固化及び圧縮プロセスの有効性を示しているが、現在のH. T. S. Iプロセスから発生するスラグ(グラニユール)は直接ドラム缶に充てんする方法を採用している。

5.3.2 オフガス処理設備

1) はじめに

高温溶融スラグ焼却炉(High Temperature Slaging Incinerator)において放射性廃棄物の焼却処理により、焼却炉から発生するオフガス中には揮発性物質である数種の金属酸化物が混入している。

揮発性物質としては、ハロゲン化物のルテニウム四酸化物等が含まれ放射性的揮発性物質としてはセシウムが含まれている。

本焼却炉では、上記揮発性物質の除去としてオフガスラインにて系列のバグフィルターを設置しオフガス処理を行っている。

オフガス中のダスト分離法としてサイクロン、電気集じん器、スクラバー等があり多方

面で使用されている。本H. T. S. I のオフガス系に設置されているバグフィルターを中心とするオフガス処理系は、H. T. S. I からのオフガス性状等を考慮し開発されたものである。

2系列のバグフィルター内はテフロン製の円柱形フィルターが42本取り付けられており、1本当りのろ過面積は50m²、除染係数は10⁴程度となっている。バグフィルターへのガス線速は0.015～0.03m/sとなっている。バグフィルターの洗浄は圧縮空気の逆洗により行なわれ、操作はコントロールタイマーにより制御されている。バグフィルターの洗浄圧力は、1,500～2,000Paの範囲で実施される。

バグフィルター通過後のオフガス中のダスト濃度は3mg/m³以下となり、その後HEPAフィルターを通り大気放出される。図-34にオフガスシステムを示す。

2) オフガス

H. T. S. Iの主燃焼ゾーンとなるFLK下部の温度は約1,400～1,600℃となり燃焼オフガス中にはダストが含まれている。オフガス中のダストはFLK下部に生成される廃棄物熔融体(熔融スラグ)により一部分はトラップされる。しかし、オフガス中のダストには揮発性物質が含まれており、代表的なものとしてはルテニウム四酸化物、グループIa(アルカリ金属)、Ib(Ag)、IIb(Zn, Cd, Hg)、I Va(Sn, Pb)である。

3) 飛散灰の特性

飛散灰の特性は軽く微細で容易にオフガス系に飛散するダストの粒径分布を測定するために、6段のフィルターを有するカスケードをバグフィルター入口のオフガスパイプラインに取り付け測定を実施した。測定により得られた代表的データを表-19に示す。又、これに相当する両対数を図-35に示す。

更に表-20に代表的な飛散灰のガンマスペクトルを示す。表から飛散灰中には半揮発性放射性物質のセシウムが多く含まれている。

尚、プルトニウム廃棄物焼却試験では1.75ppmのプルトニウム廃棄物を焼却し、得られる飛散灰中のプルトニウム濃度は2.76ppmに濃縮されている結果を得ている。

4) ダストの生成

オフガス中のダスト濃度は焼却処理物によって異なり固体系廃棄物で、7～27gダスト/kg及び液体系廃棄物で約21gダスト/kgとなっている。これらダスト濃度の増加は廃棄物処理量の増加に大きく依存する。上記ダストのバグフィルター入口での濃度は80～300mg/Nm³の範囲となっている。

5) バグフィルター

(1) 特徴

H. T. S. I設備のオフガスラインに設置されている円筒形のバグフィルターは900g/m²のろ過材質重量で材質は針状テフロンフェルトである。

バグフィルターは50m²のろ過面積を有し、長さ2.1m、直径0.18mの円筒形のフィル

ターである。バグフィルターのガス線速はガス温度 200℃、絶対圧力90,000Paにおいて 0.03m/sとなっている。

公称能力はオフガス中の水分約30Vol%でバグフィルターろ過後のダスト濃度は約 3 mg/m³以下となっている。バグフィルターのテフロンフェルトの使用温度限界は260℃となっている。但し、260℃の場合は短時間の使用のみであり、通常は230℃以下が使用温度限界となっている。

バグフィルターには加熱防止機構として温度上昇警報が取り付けられており、温度上昇時には自動的にバグフィルター外側に水スプレーが供給されるようになっている。(尚、水スプレーの作動温度はバグフィルター内温度が205℃の時となっている。)

(2) バグフィルター

バグフィルターを収納しているバグハウスはAISI316Lステンレスで構成されており、HCl、SO₂の腐食環境において耐食性を有している。又、19.6KPa の圧力損失に対して充分耐えられる設計となっている。

バグフィルターで除去後のダストはバグハウスのホッパー下部に蓄積回収されるようになっている。

バグハウスは高さ 4 m、縦1.8m、横1.8mでバグハウス内壁は凝結による液体腐食を防止するため、バグハウスはガラスウールとアルミシートにより熱遮断処置が施工されている。

(3) バグハウス洗浄機構

バグフィルターに付着する粘着性のダストケーキはバグハウス上部からの圧縮空気によりバグフィルターが膨張し、バグフィルター表面から剝離しバグハウスのホッパー下部に蓄積する。バグハウス内には42本のバグフィルターが収納されており、21本ずつ交互に10秒程度のインターバルで5barの圧力空気によってバグフィルター表面のダスト除去が行なわれる。これらの操作はコントロールパネルにより自動洗浄される。

(4) バグフィルターの圧力コントロール

バグフィルターのろ過効率はフィルター表面に形成されるダスト層の厚さに影響される。バグフィルターの圧力コントロールは1,500~2,000Paの範囲でコントロールされる。H.T.S.I プロセスのオフガス系には2系列のバグフィルターが設置されており、通常は1系列での運転が行なわれ、ダストの付着による圧力損失が2,000Pa 以上になった時点で第2系列のバグフィルターに切替えるようになっている。

(5) ダスト処理

バグフィルターから剝離されたダストは強化プラスチック容器に収納後、200ℓドラムにて貯蔵される。バグハウスに付属するホッパーは約500kg のダスト収納量を有している。

6) 安全性

(1) 一般安全

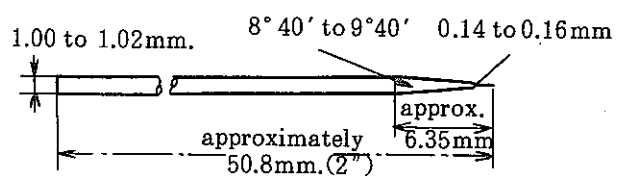
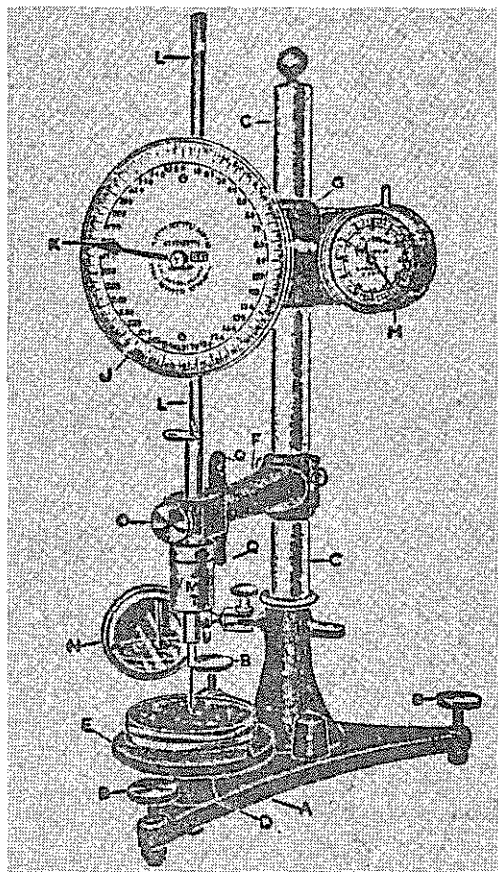
通常H. T. S. Iプロセスから発生する飛散灰（ダスト）は100%の無機物であるが、時々飛散灰中には発火性危険物が混入する危険性がある。

実際に1983年4月22日にバグハウスホッパー内に蓄積した黒炭から火災が発生した。火災によりバグハウスの熱損傷は発生しなかったが、バグハウス内のバグフィルター12本の交換を実施した。火災の原因は H. T. S. I炉内が酸素不足となり炉内が還元状態となり、黒炭の発生に有利な条件側に働き飛散した黒炭がバグフィルターホッパー内に蓄積し着火したものと考えられた。火災発生によりオフガス系は遮断され火災を抑圧する側に作動したが若干の空気がバグハウスを通り抜け火災を持続させた。火災発見者はバグハウスホッパー下部のマンホールを開け、バグハウス内に窒素を流し火災の消火作業を行った。

(2) 放射線安全

バグフィルターの目的は H. T. S. Iプロセスから環境へ放出される放射性物質を除去するためのもので、バグフィルターのバックアップとしてHEPAフィルターがその役目をはたしている。通常オフガス中のダスト濃度はバグフィルター入口で80~300mg/Nm³の範囲、すなわち、46~173mg/m³となっている。バグフィルターでろ過後のダスト濃度はバグフィルター出口で3 mg/m³で除染係数は15~58となっている。廃棄物中に含まれる揮発性物質のセシウムとして15~30%をバグフィルターで回収している。

スタックから環境へ放出されるレベルとしては $\beta\gamma$ で 3.7×10^6 Bq/Nm³、 α で 3.7×10^{-7} Bq/Nm³となっており、いずれも H. T. S. Iプロセスから環境中へ $\beta\gamma$ 、 α 放出基準を超えて放出されたことはない。



Needle for penetration test. Courtesy of A.S.T.M.
(ペネトレーション用ニードル, A.S.T.M規格)

図-5 ペネトレーションテスト装置及びニードル

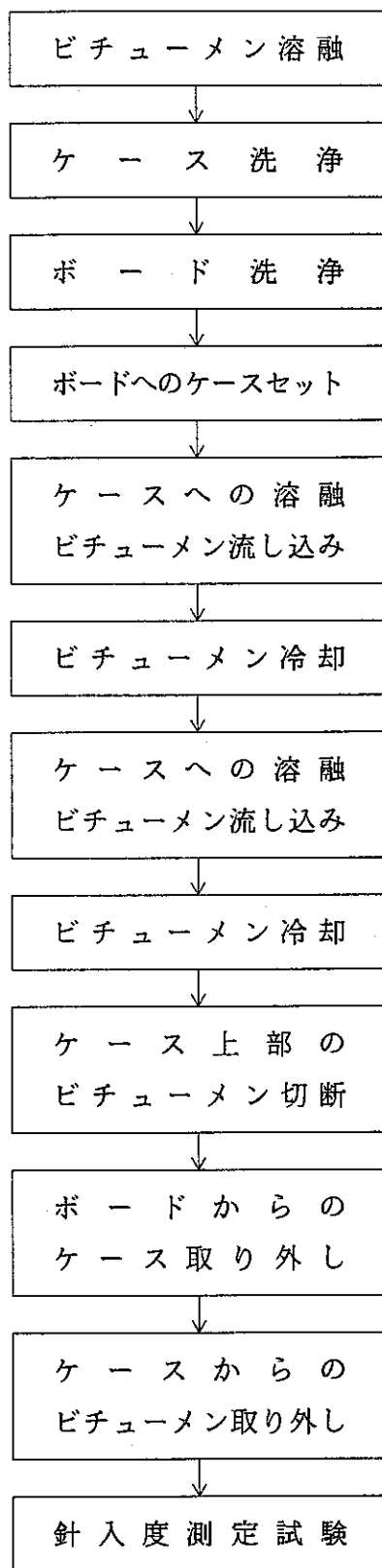


図-6 針入度測定試験フロー

- ① ~ ⑤ : 測定点
- : 針負荷時間 5 秒
- × : " 25 秒

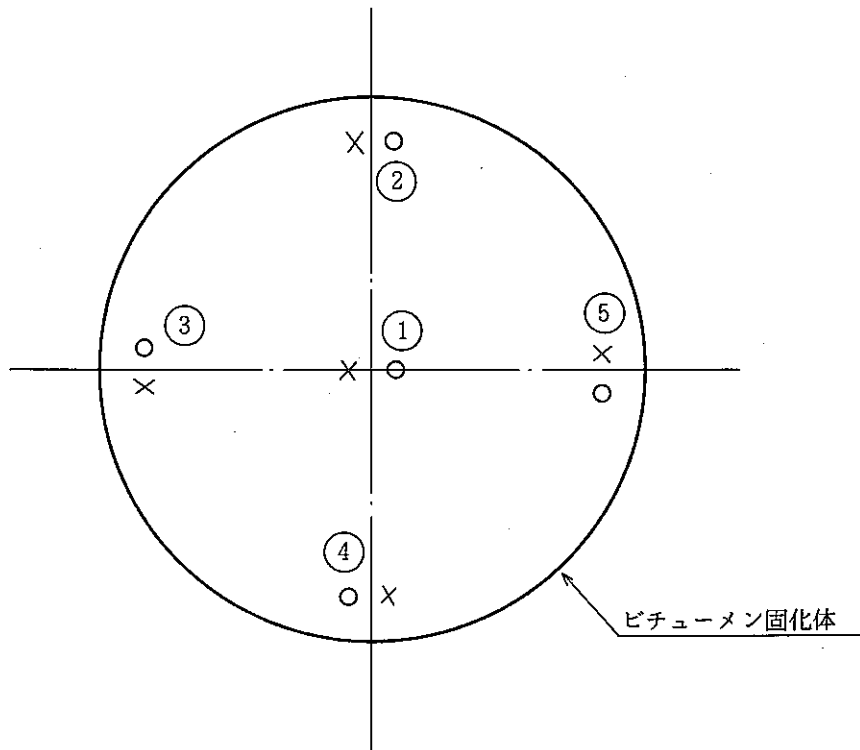


図-7 ビチューメン固化体針入度測定点

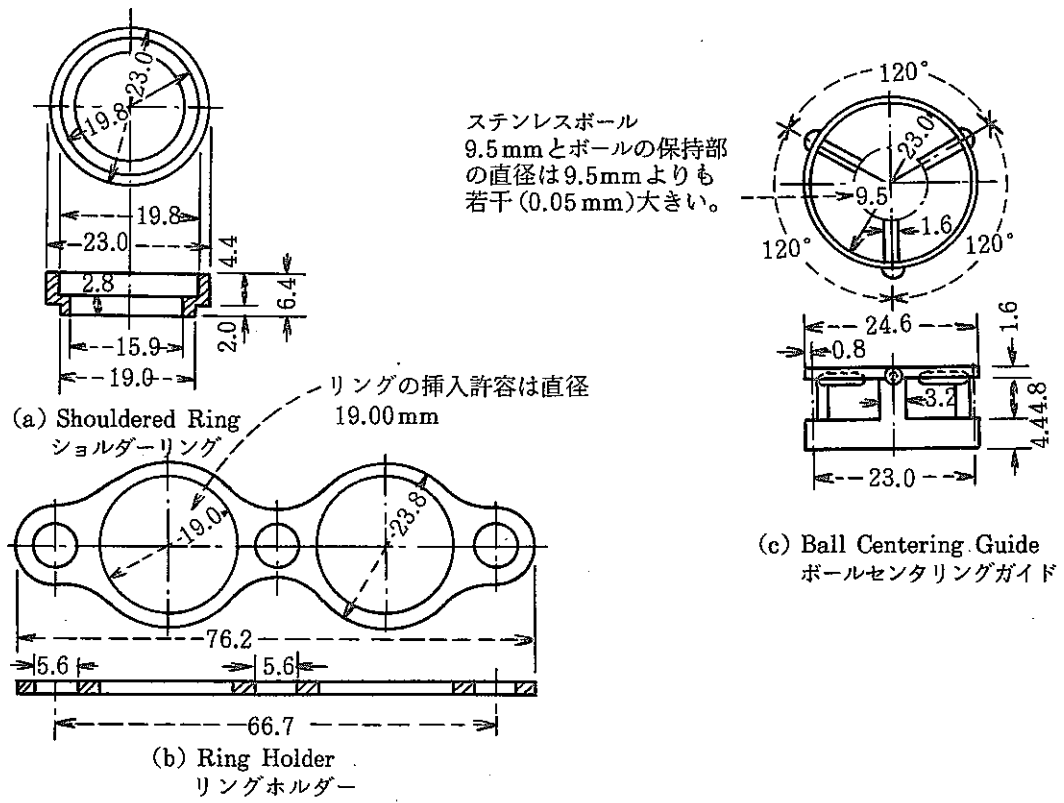


図-8 a リングアンドボール使用機具

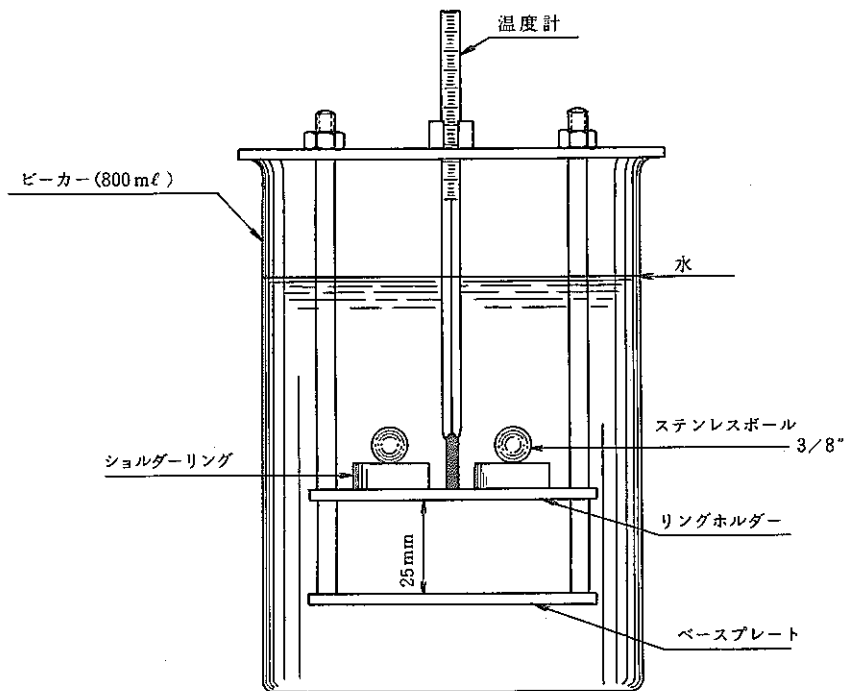


図-8 b リングアンドボール装置組立図

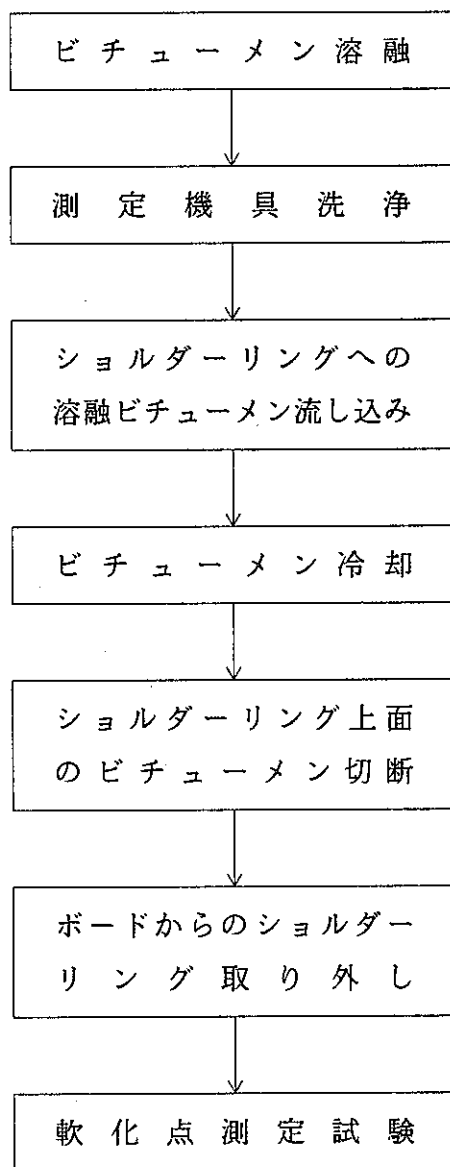


図-9 軟化点測定試験フロー

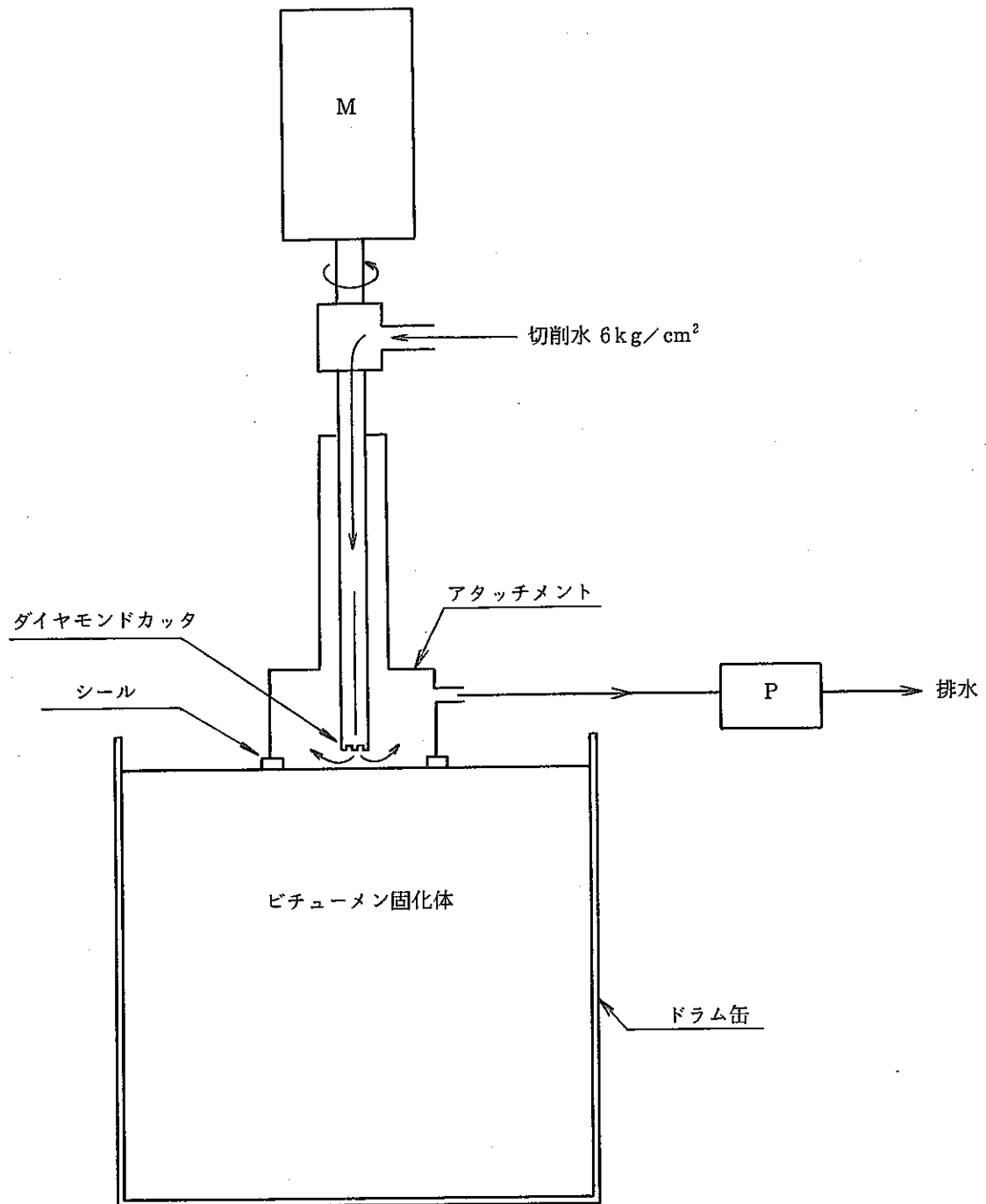


図-10 ビチューメン固化体からの浸出試験体サンプリング方法

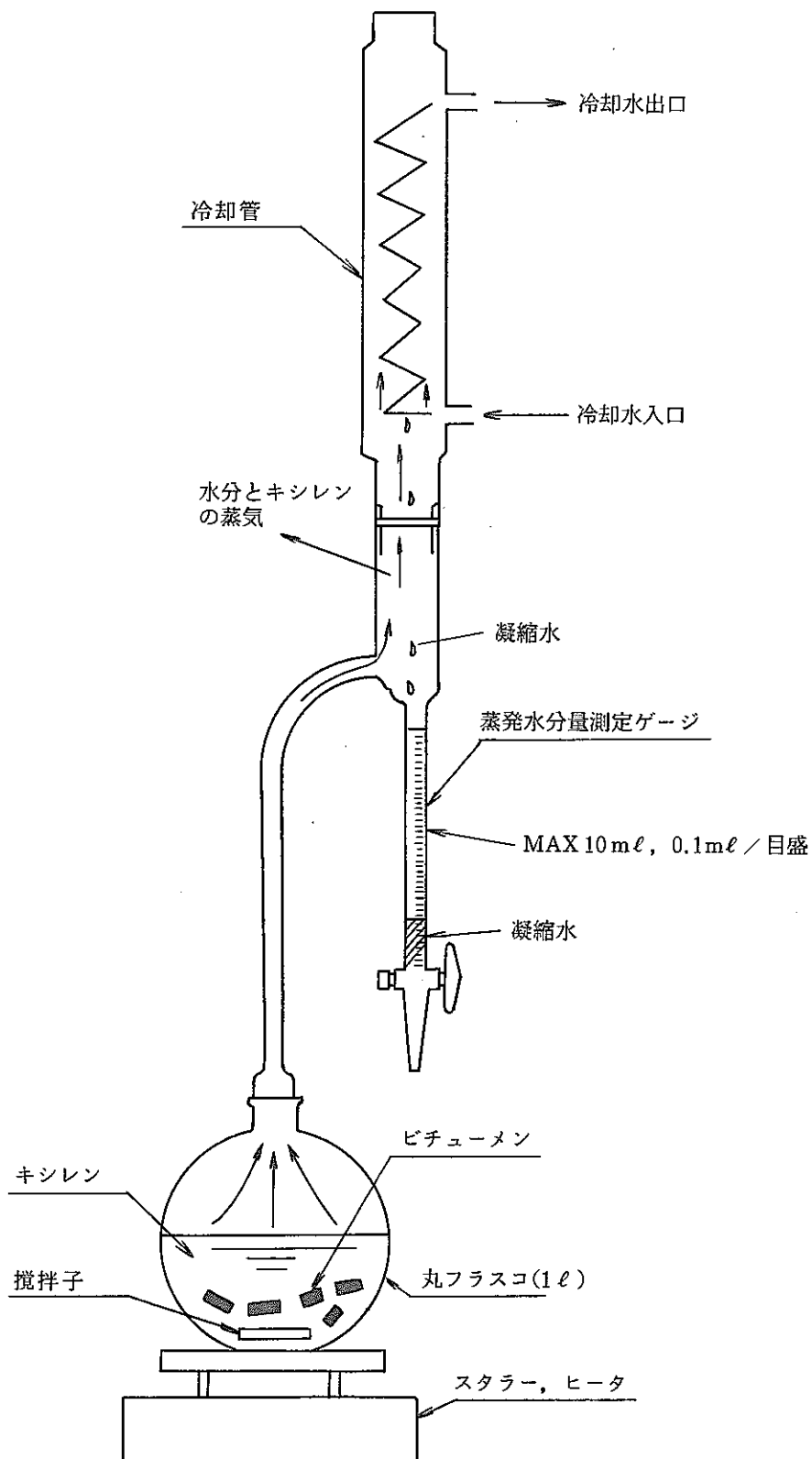


図-11 ビチューメン固化体中の水分量測定装置

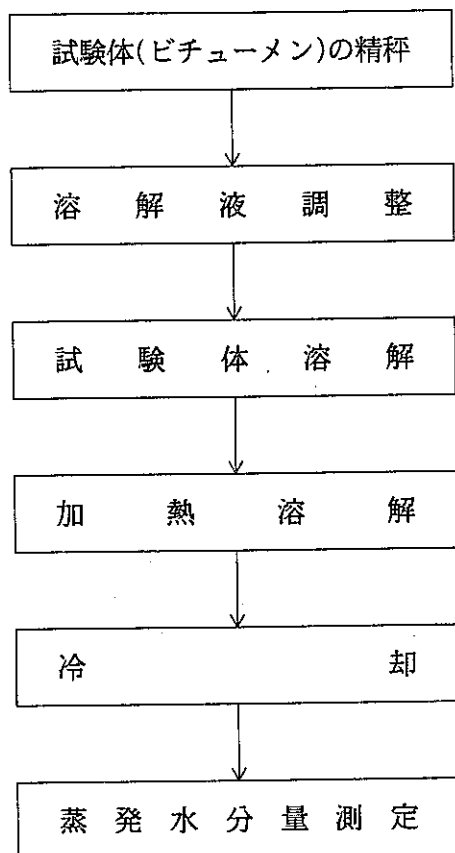


図-12 水分量測定試験フロー

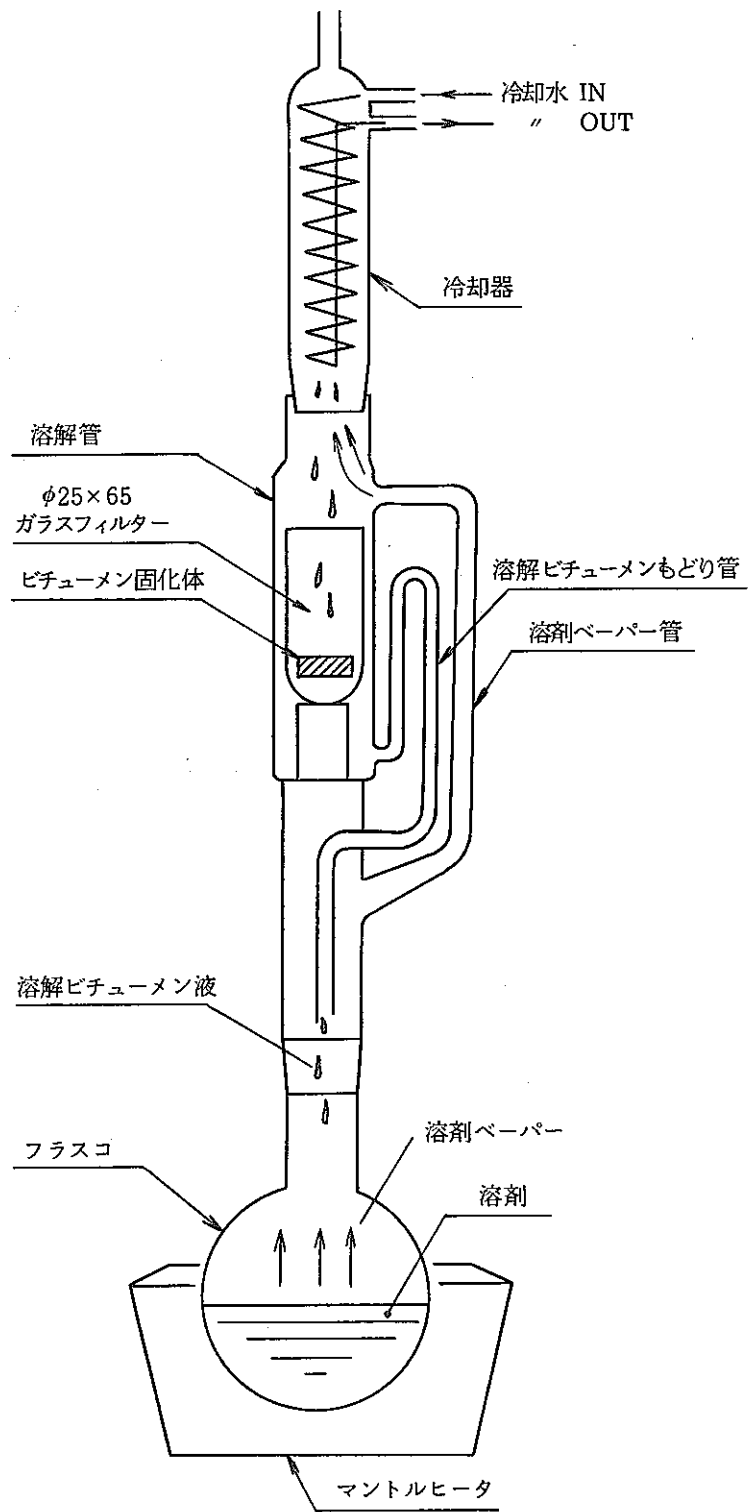


図-13 ビチューメン固化体中のスラッジ濃度測定装置

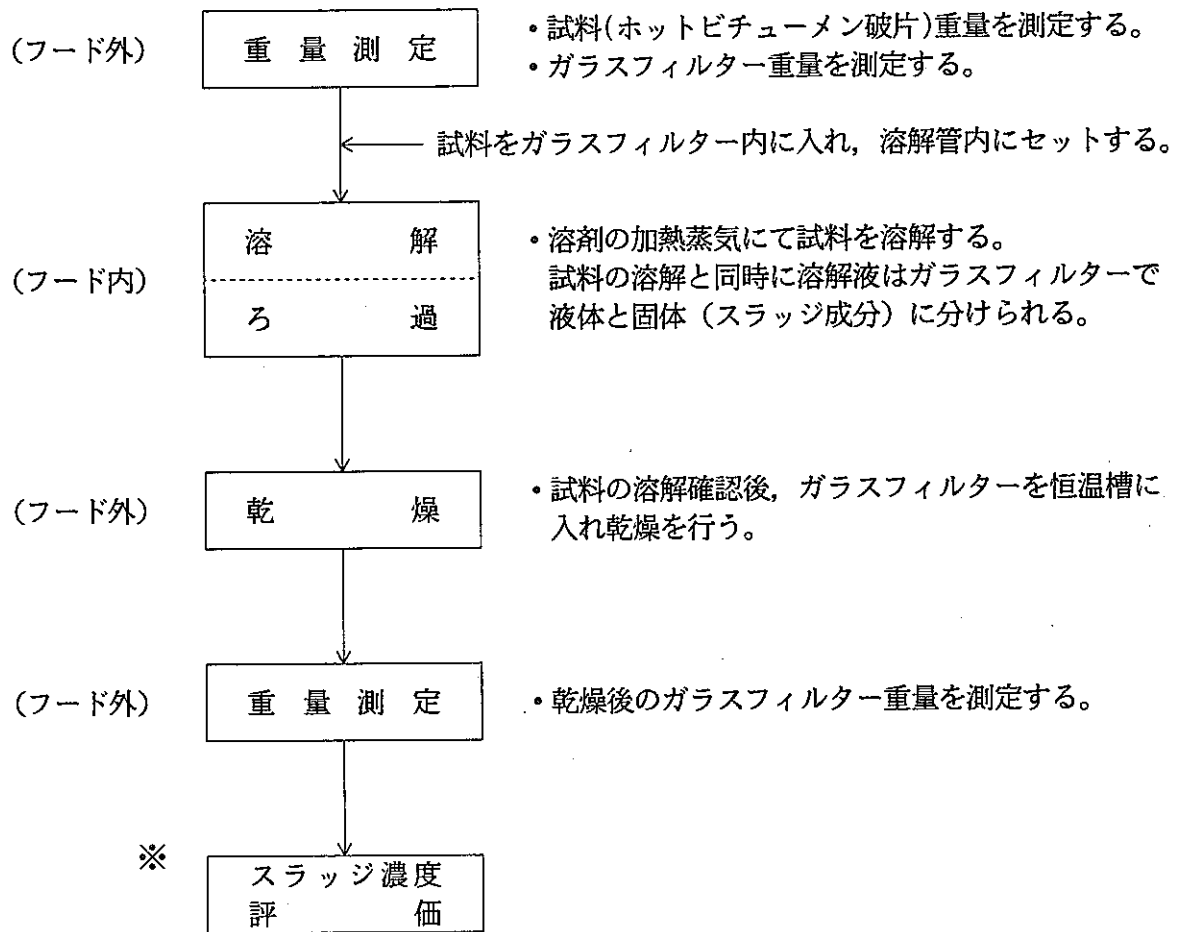


図-14 ビチューメン固化体中のスラッジ濃度試験フロー (I)

※ スラッジ濃度(W/O) =
$$\frac{(\text{溶解前ガラスフィルタ重量} + \text{試料重量}) - (\text{溶解後ガラスフィルタ重量})}{\text{試料重量}} \times 100$$

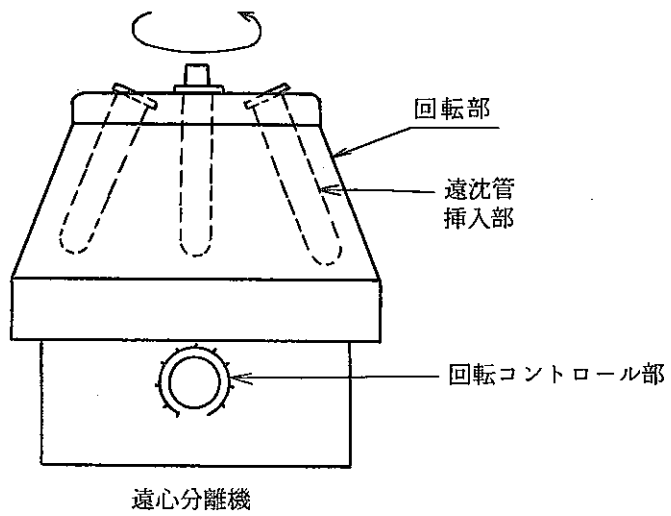
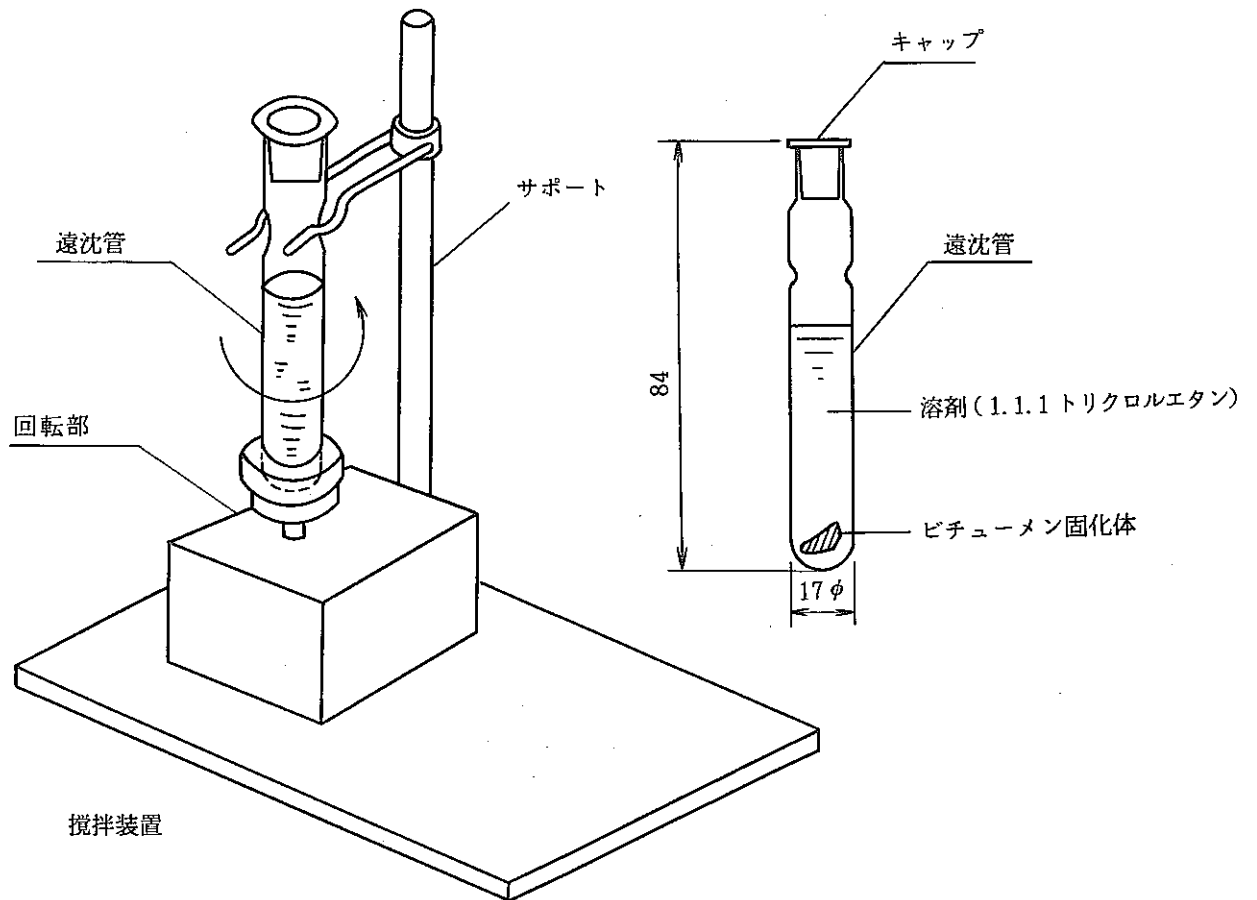


図-15 試験装置

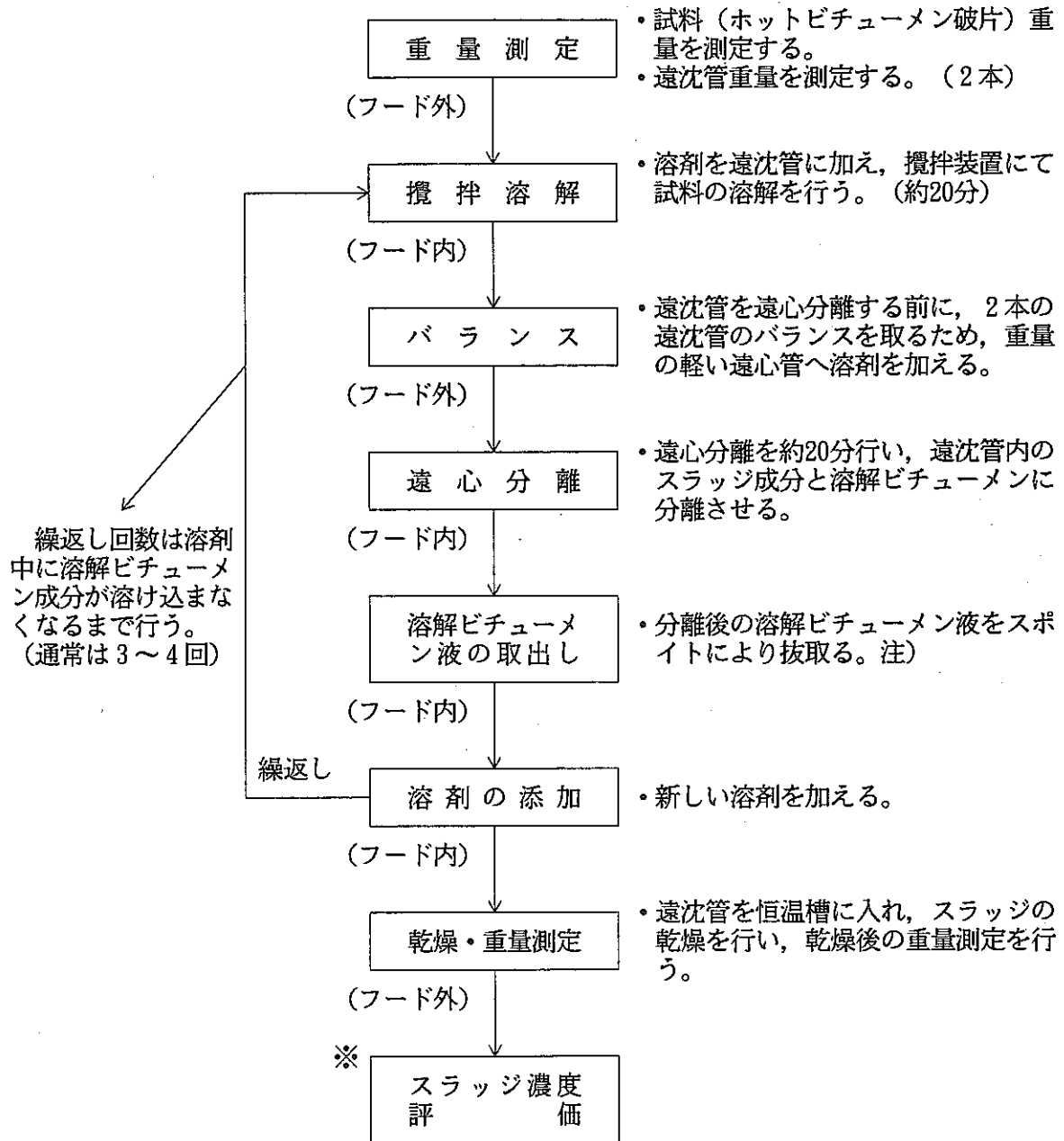
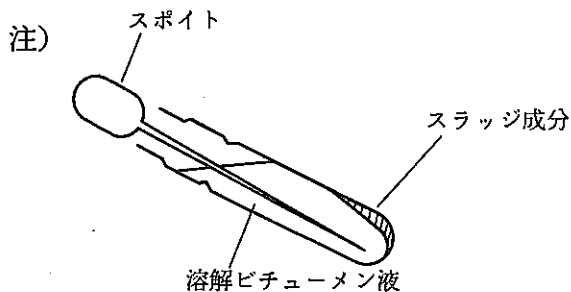


図-16 ビッチューメン固化体中のスラッジ濃度試験フロー（II）

$$※スラッジ濃度(W/O) = \frac{\text{乾燥スラッジ重量}}{\text{試料重量}} \times 100$$



分離後の溶解ピッチューメン液をスポイトで取り出す際はスラッジ成分を吸い取らないようにする必要があります。

なぜなら、スラッジ成分を吸い取るとスラッジ濃度の計算に誤差が生じるためである。

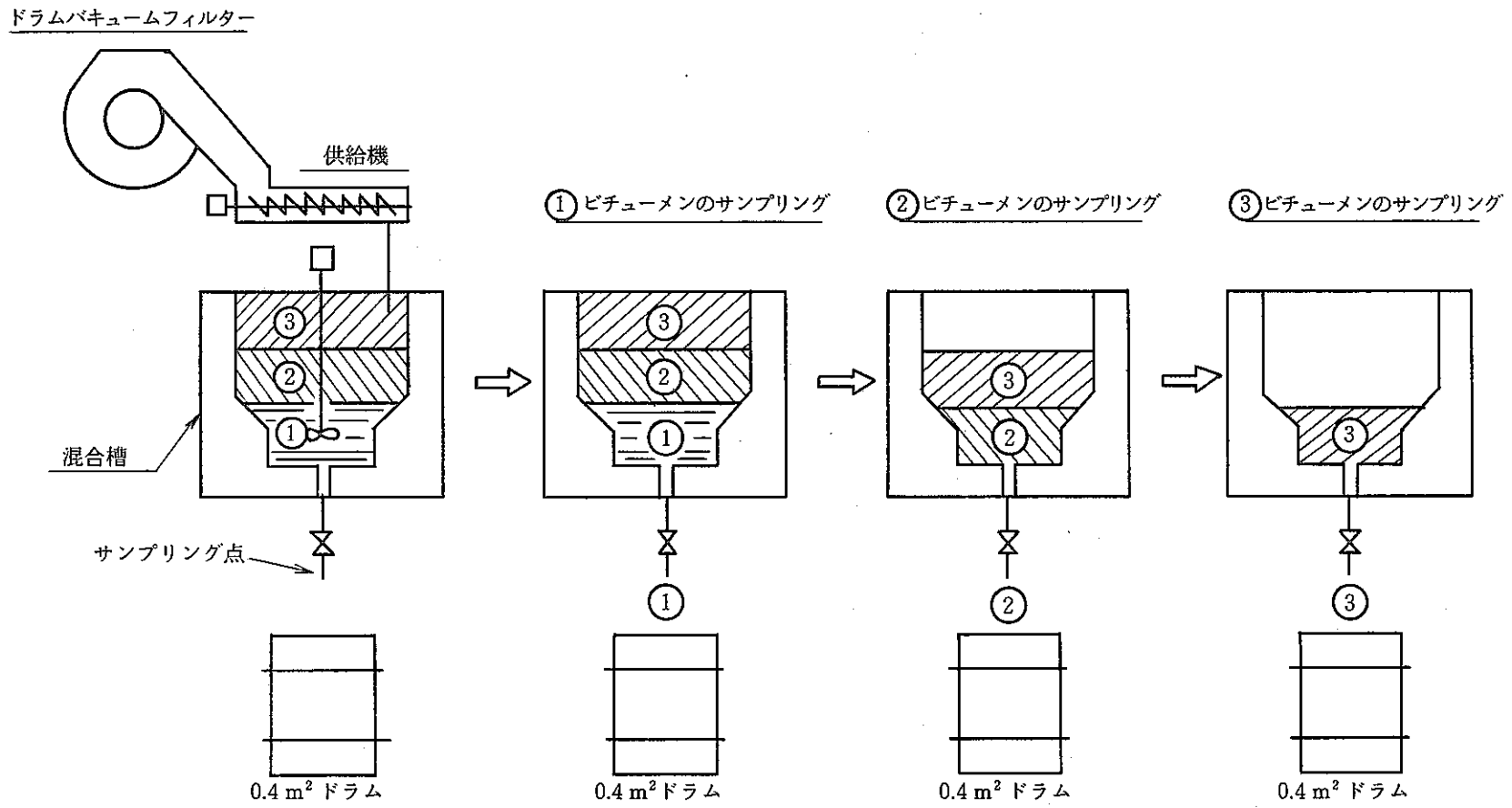


図-17 ビチューメン混合槽からのサンプリング

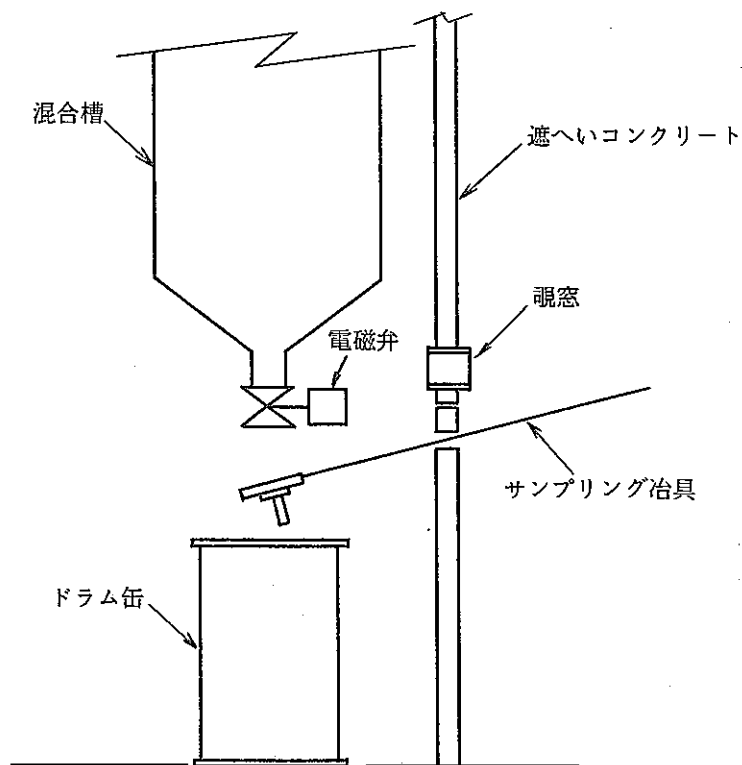


図-18 ホットビチューメンサンプリング状態図

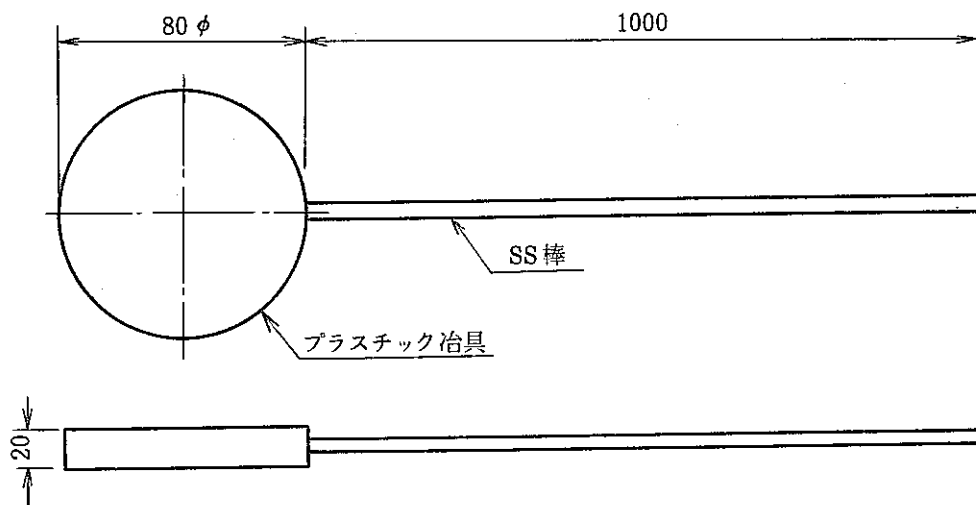


図-19 ビチューメン固化体の比重, γ 放射能濃度, スラッジ濃度試料採取冶具

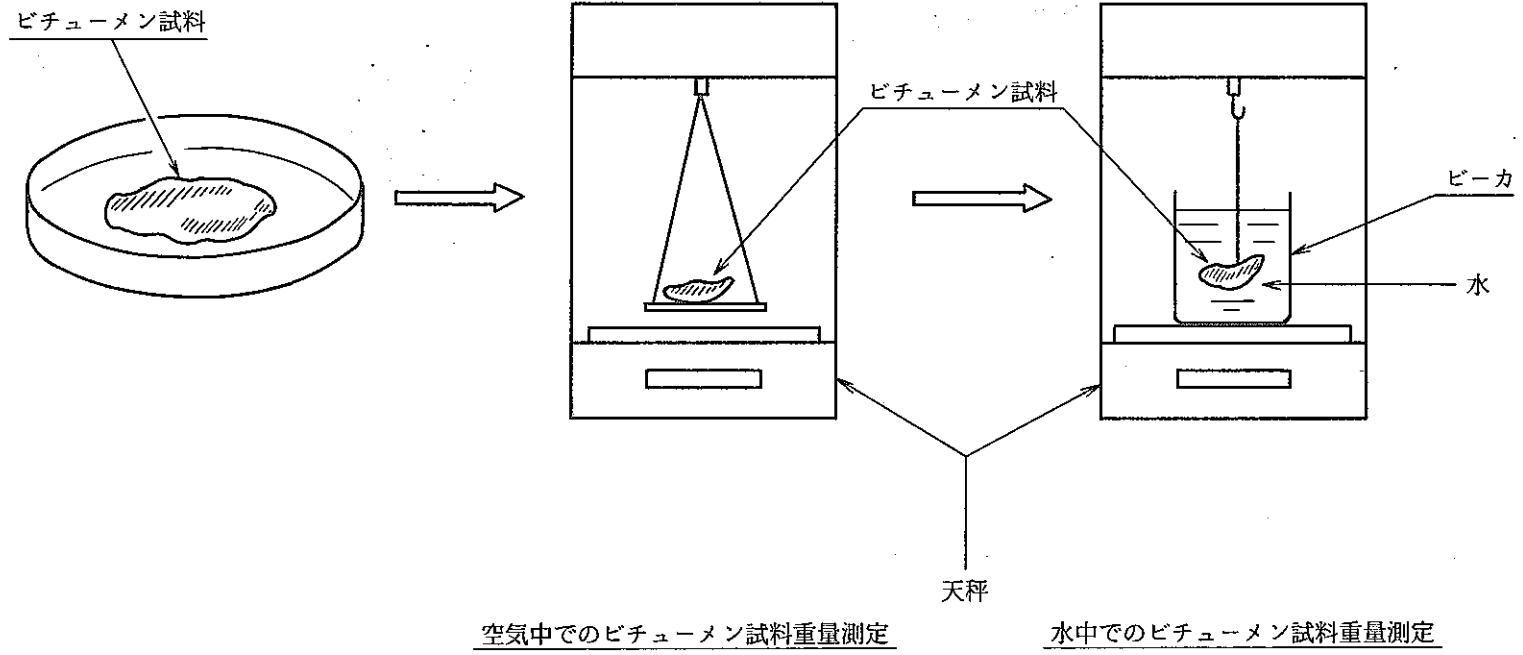


図-20 ビチューメン試料比重測定操作手順

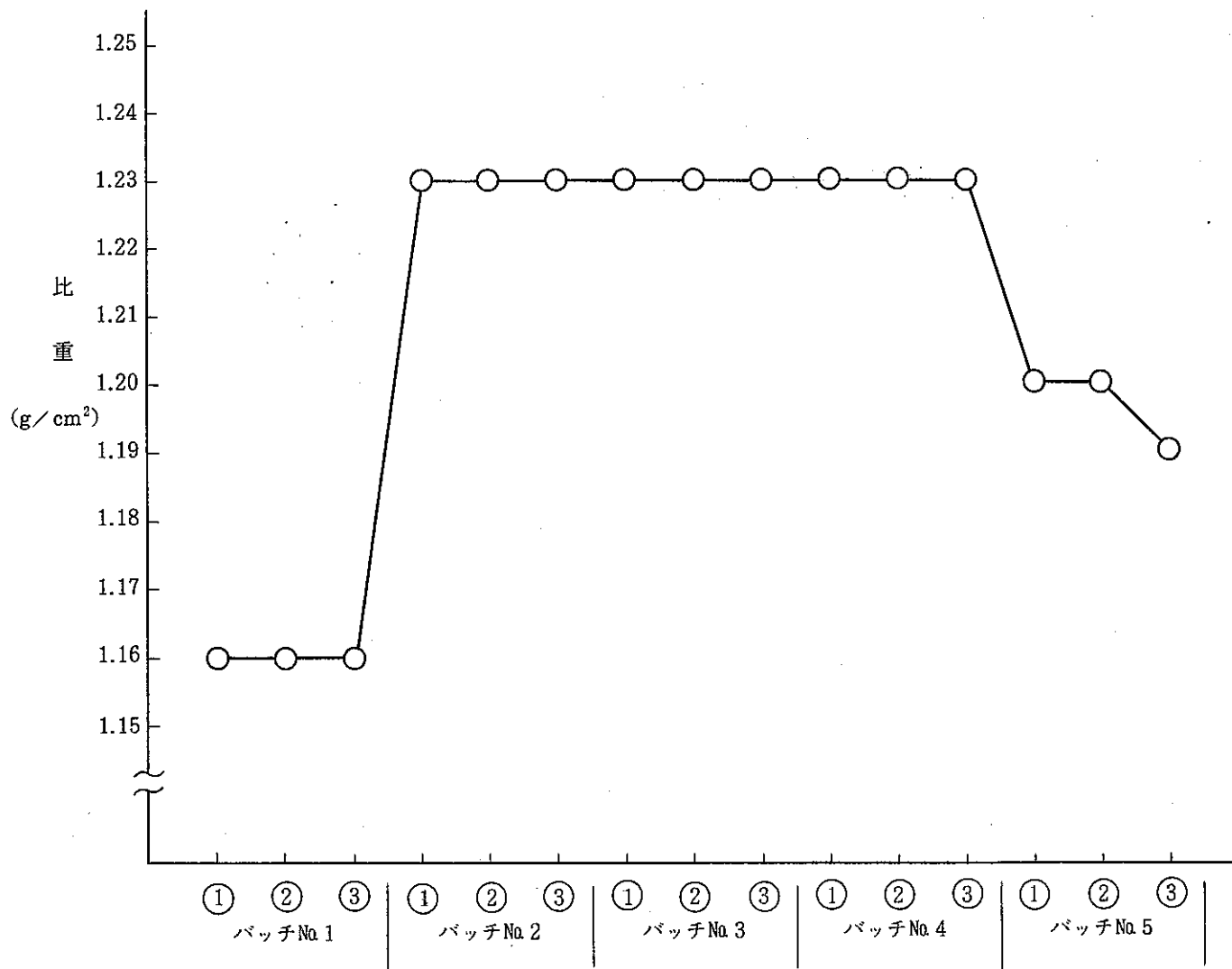


図-21 各バッチにおけるビチューメン固化体比重

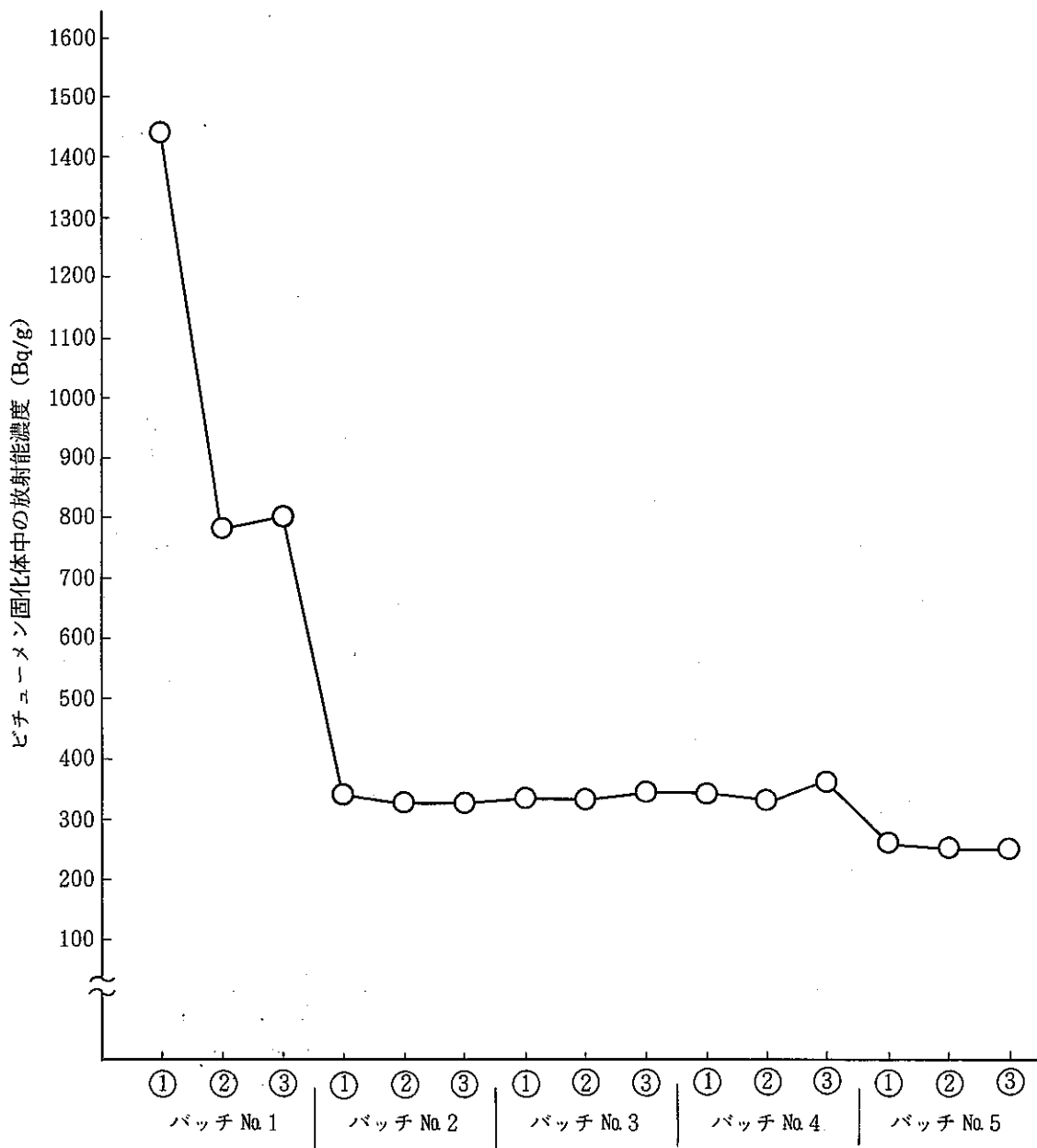


図-22 各バッチにおけるビチューメン固化体中の放射能濃度

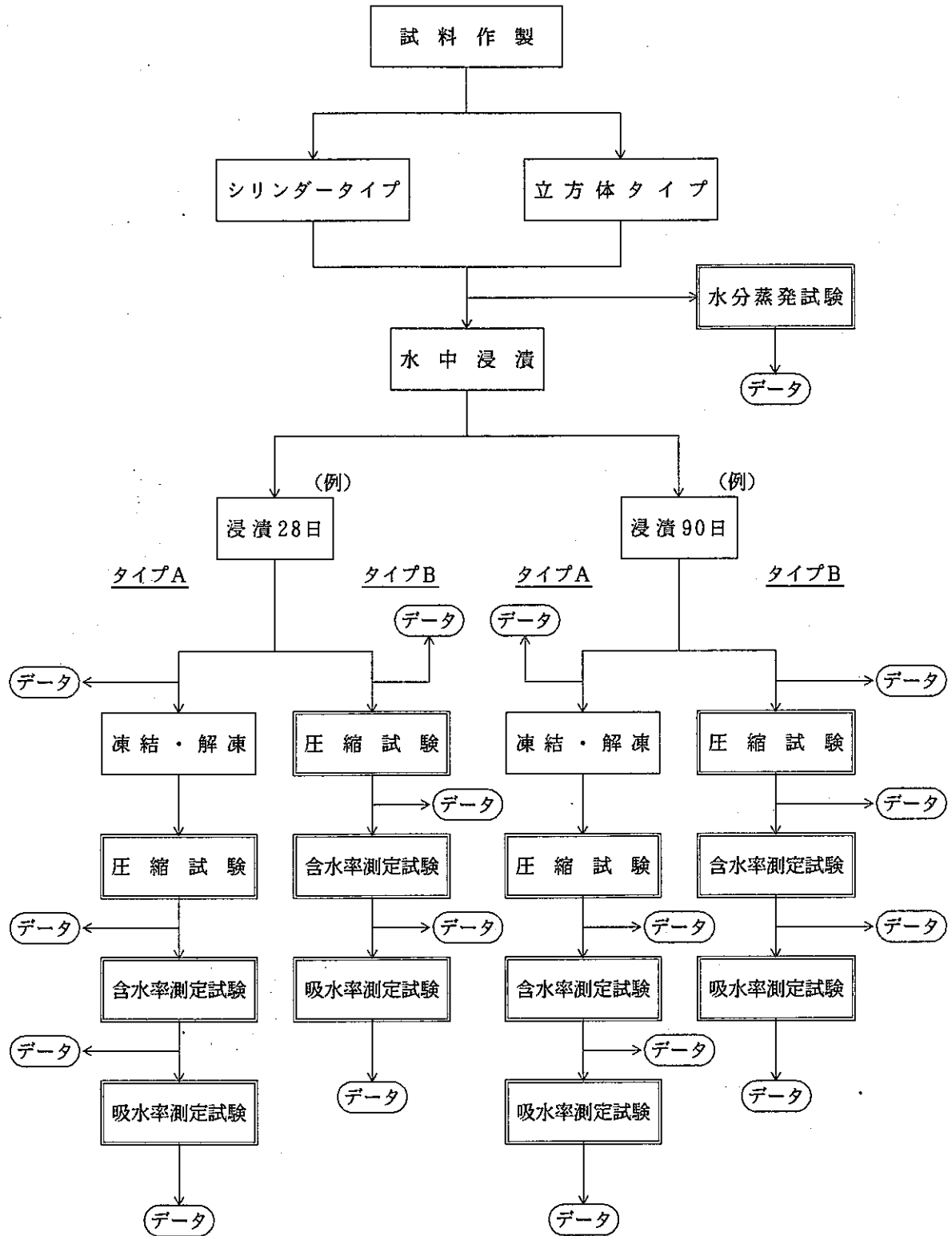


図-23 セメント固化体評価試験フロー

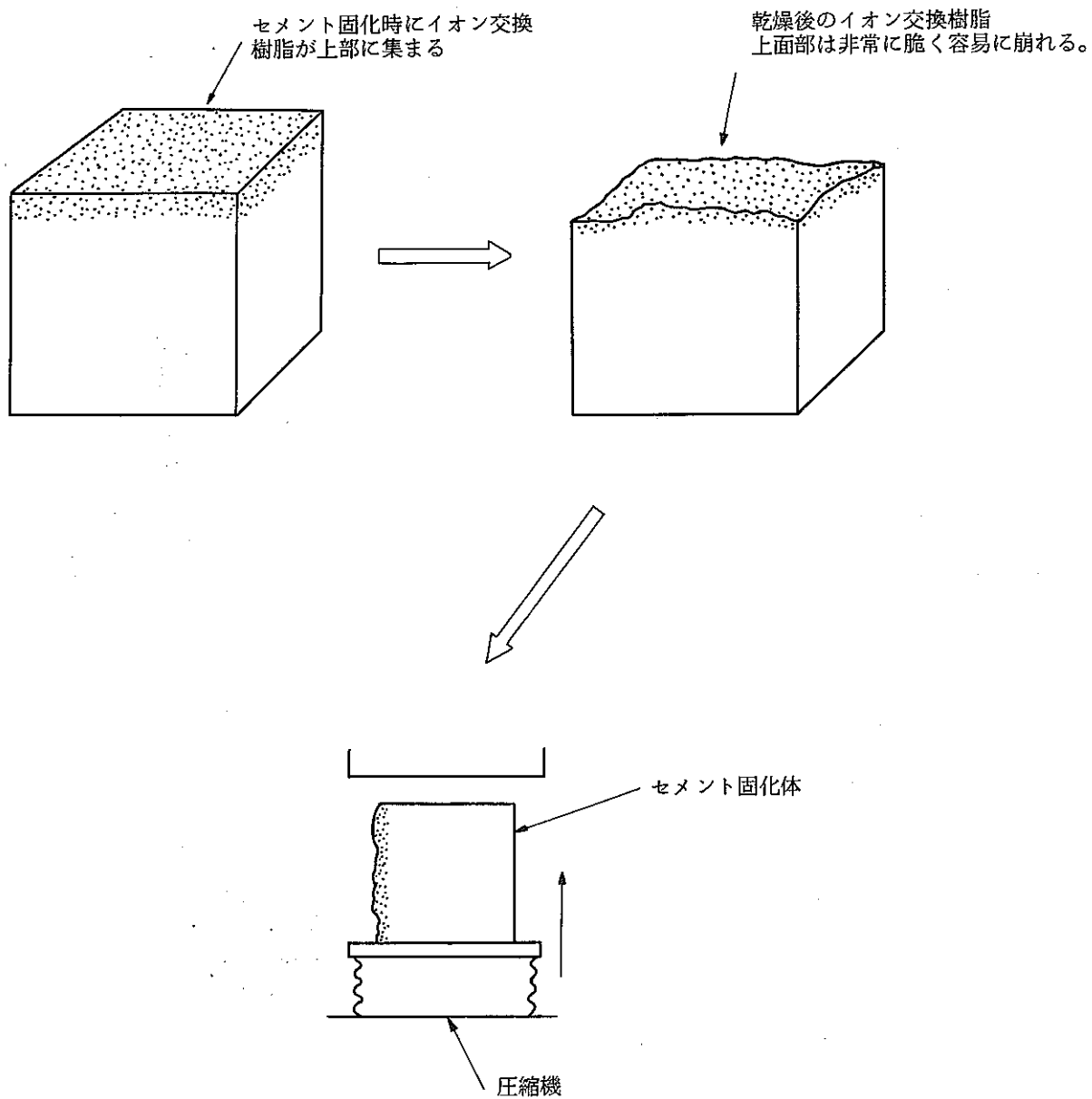


図-24 不均一セメント固化体の圧縮

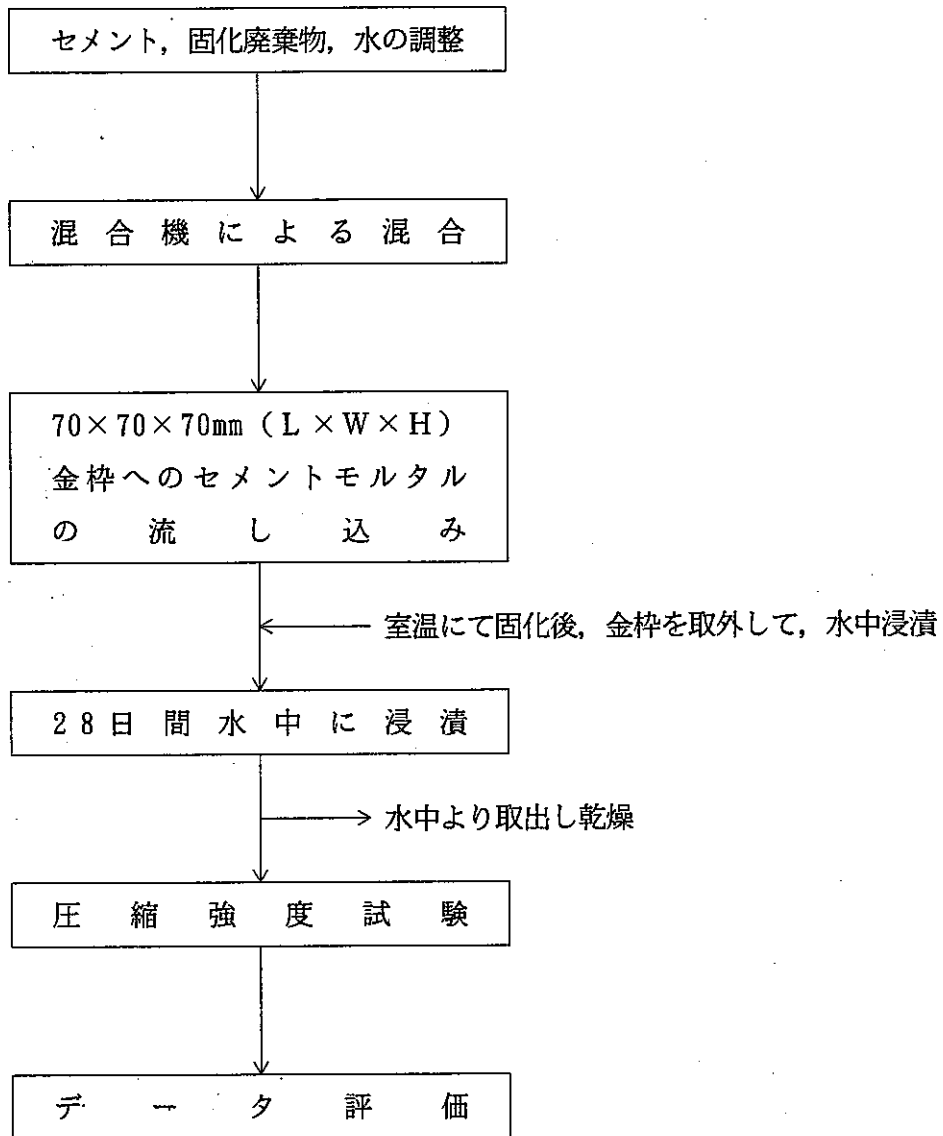


図-25 セメント固化体圧縮試験フロー

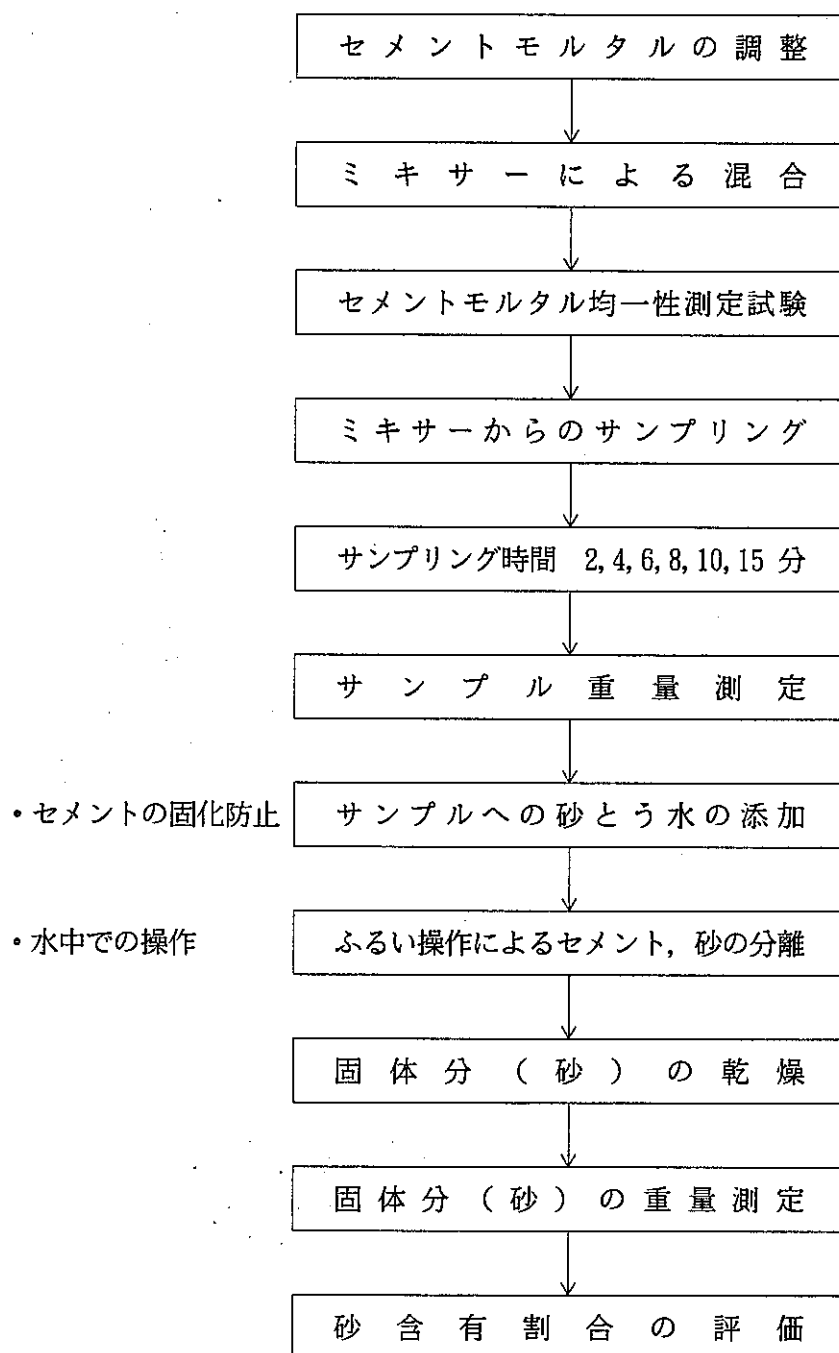


図-26 セメントモルタル均一性評価試験フロー

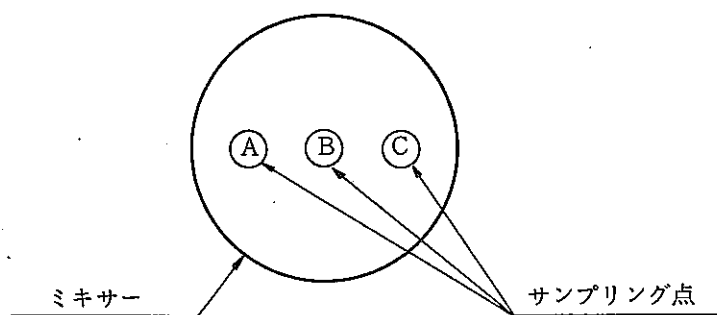


図-27 ミキサーからのセメントモルタルサンプリング点

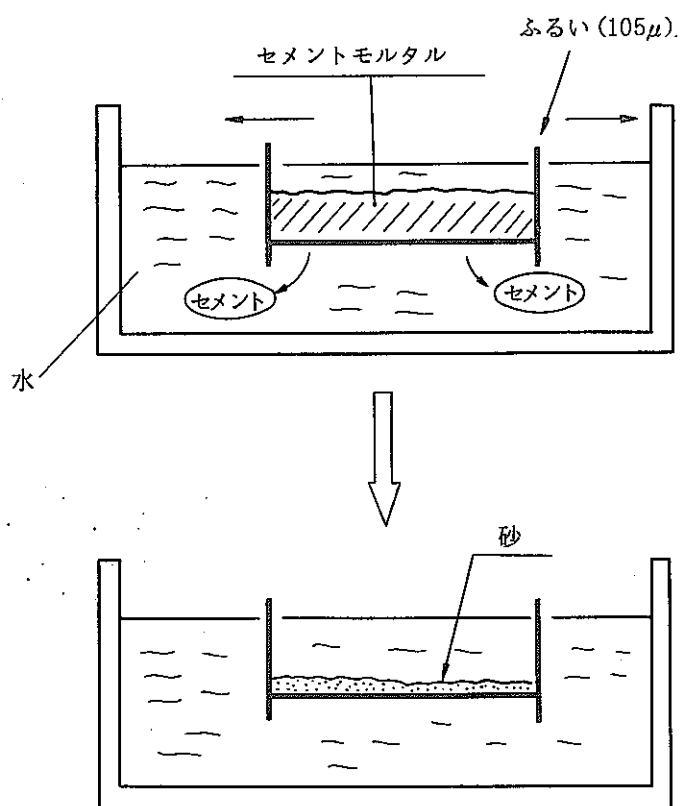


図-28 セメントモルタルの固液分離操作

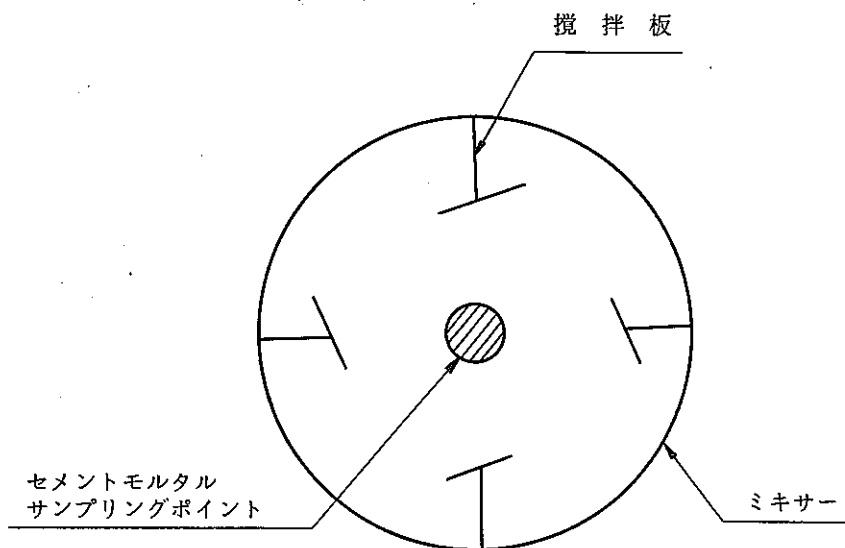


図-29 直方体, 円柱体セメント固化体のサンプルングポイント

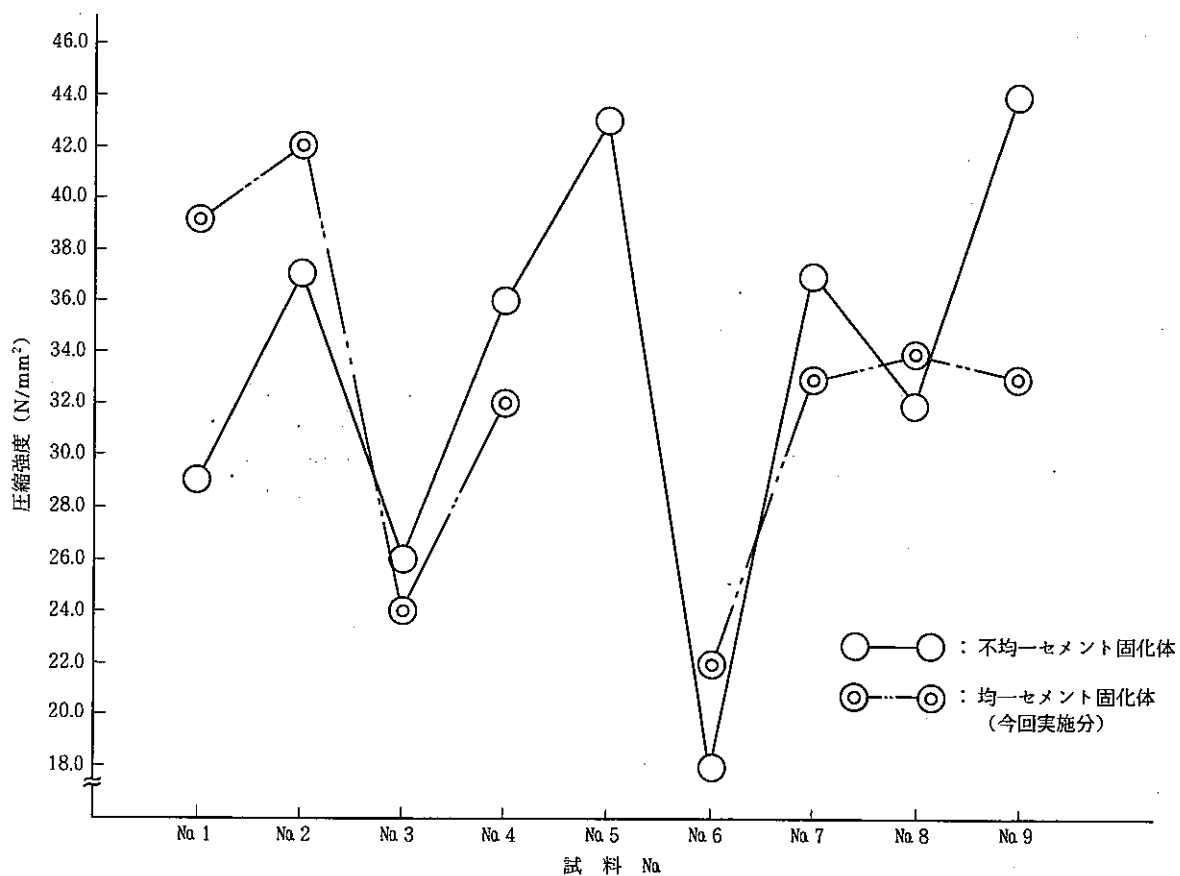


図-30 不均一セメント固化体と均一セメント固化体の圧縮強度の比較

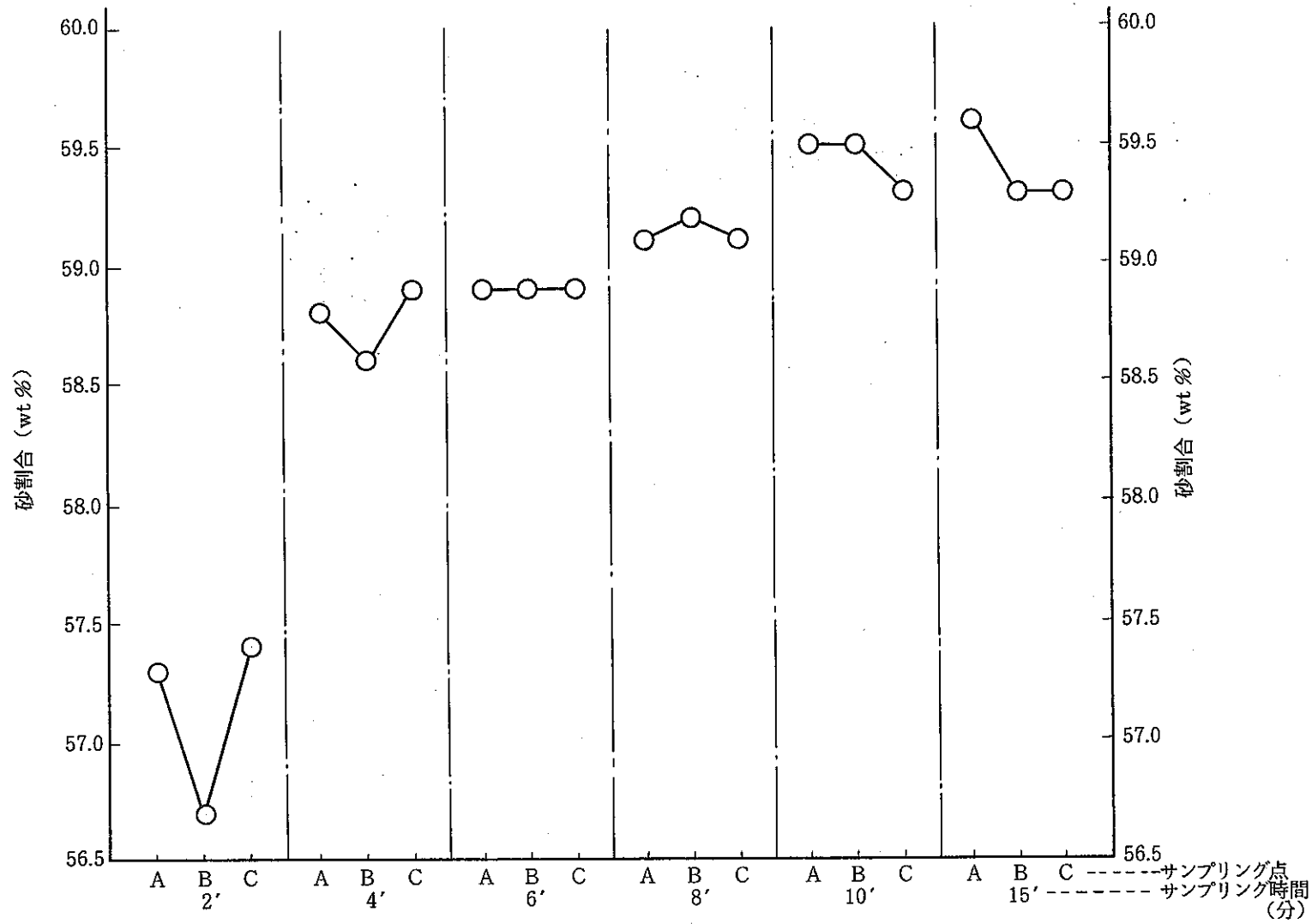


図-31 サンプリングポイントにおけるセメントモルタルの均一性

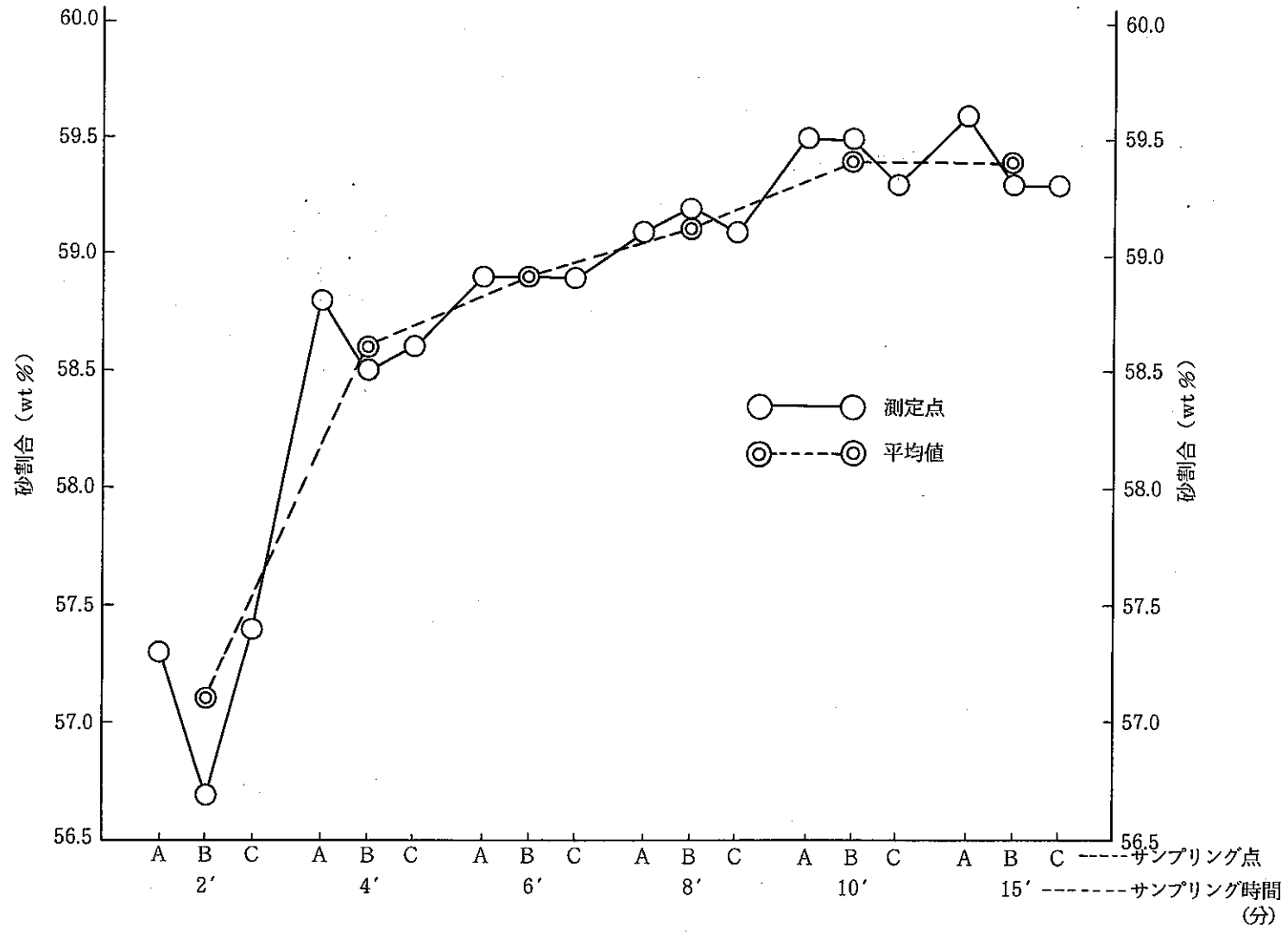


図-32 攪拌時間におけるセメントモルタルの均一性

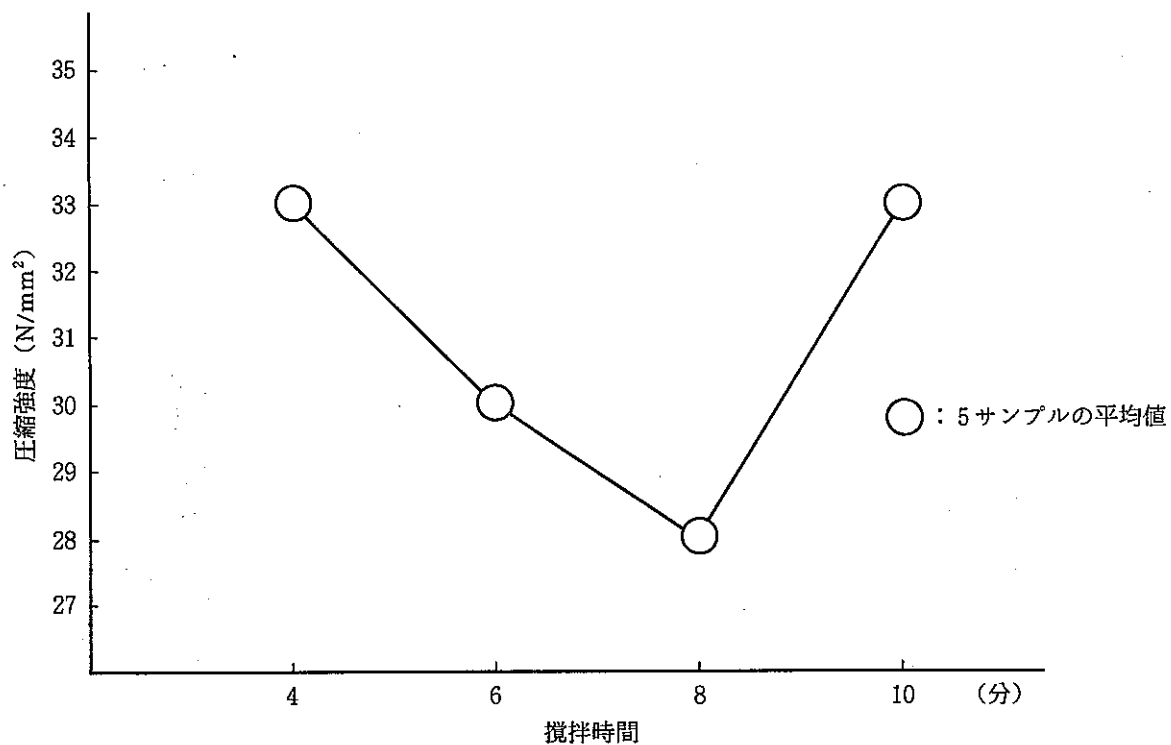


図-33 攪拌時間におけるセメント固化体 (直方体) の圧縮強度

表-1 ビチューメン固化体中のスラッジ濃度

注1)

遠心管	ビチューメンA				ビチューメンB		ビチューメンC				ビチューメンD		ビチューメンE			
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B
スラッジ濃度 (w/o)	43.2	38.8	40.2	37.7	20.5	12.1	31.0	29.8	39.7	30.1	21.6	44.4	32.4	30.0	24.6	30.4
補正 スラッジ濃度 (w/o)	42.1		47.2													

注1) ビチューメンA～Eは各運転バッチからサンプリングしたビチューメン固化体である。
但し、ビチューメンDは非放射性ビチューメンである。

注2) 表中の42.1, 47.2はビチューメンA中に含まれていたイオン交換樹脂重量を差し引いて補正したスラッジ濃度である。

表-2 各バッチにおけるビチューメン固化体の諸物性値

バッチNo.	1バッチ			2バッチ			3バッチ			4バッチ			5バッチ		
	①	②	③	①	②	③	①	②	③	①	②	③	①	②	③
混合槽 サノリツ位置															
比重(g/cm ³)	1.16	1.16	1.16	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23	1.20	1.20	1.19
試料重量 (g)	8.79	4.64	8.72	4.98	4.71	3.96	2.65	3.96	4.06	1.37	2.54	2.69	2.00	4.72	3.32
トータルガンマ線強度 (COUNT/100S)	427,067	121,741	233,232	57,514	52,103	44,704	30,310	43,903	47,173	15,965	29,182	33,009	17,397	40,603	28,506
試料中の放射能濃度 (COUNT/g)	48.6	26.2	26.8	11.5	11.1	11.3	11.5	11.1	11.6	11.7	11.5	12.3	8.7	8.6	8.6
試料中の放射能濃度 (Bq/g)	1,457	787	803	346	332	339	343	333	349	349	334	368	260	258	258
スラツ濃度(wt/%)						30.8									32.7

表-3 セメント固化体評価データ

	シリンダータイプセメント固化体											
	No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
<u>セメント成分 (%)</u>												
セメントLK-30	25.90	34.10	34.60	35.00	30.00	35.30	50.75	35.00	56.00	42.60	25.80	50.00
コンクリートダスト	52.90	32.00	27.90	14.00		28.50						
破壊セメント				14.00	15.40		15.57	15.00	14.30		34.40	
イオン交換樹脂	4.60	2.30	2.35	2.57	2.37	2.30	2.37	2.38	2.40		4.30	
SiO ₂			4.70	4.75	4.75	4.80	4.75	4.75		8.50	4.30	12.50
吸着剤(アミノ酸)		4.40	3.10	1.20								
砂					8.40			7.80	4.40	9.77	8.60	12.50
乾燥粘度					11.75			7.60				
水	14.70	25.30	25.60	26.00	25.90	26.20	25.00	26.30	20.90	38.40	22.60	25.00
水/セメント	0.57	0.74	0.74	0.74	0.86	0.74	0.49	0.75	0.37	0.90	0.88	0.50
<u>データ</u>												
比重	1.86	1.35	1.40	1.43	1.49	1.57	1.63	1.46	1.93	1.35	1.69	1.32
圧縮強度 (N/cm ²)	32.80	12.70	13.10	20.60	11.10	26.10	44.60	15.60	76.40	7.00	12.00	9.20
含水率 (%)	7.11	4.60	6.38	5.24	6.03	5.50	6.06	3.80	4.43	6.46	5.18	6.67
吸水率 (%)	15.3	22.3	23.0	23.3	24.4	23.5	22.8	28.5	14.8	26.3	18.9	27.5
水中への浸漬開始年月	10/88	08/87	12/87	09/87	10/86	02/88	10/86	11/86	10/86	11/86	12/85	12/85

表-4 セメント固化体成分及び成分比

	試 料 No.								
	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6	No. 7	No. 8	No. 9
イオン交換樹脂 (%)	4.57	0.00	8.27	6.93	9.03	4.00	4.44	4.30	5.84
吸着剤(SiO ₂) (%)	3.37	6.70	3.05	0.00	0.00	5.90	3.27	3.17	2.92
水 (%)	2.86	27.50	28.83	26.15	25.56	32.13	28.03	30.27	27.16
セメント (%)	6.36	63.98	58.20	65.07	63.60	56.36	62.48	60.54	61.62
セメント固化体総重量(kg)	16.63	16.73	18.39	16.45	16.83	18.99	17.13	17.68	61.67
水/セメント	0.40	0.43	0.50	0.40	0.40	0.57	0.45	0.50	0.44
イオン交換樹脂/セメント	0.07	0.00	0.14	0.11	0.14	0.07	0.07	0.07	0.09
吸着剤/セメント (%)	0.05	0.10	0.05	0.00	0.00	0.10	0.05	0.05	0.05
イオン交換樹脂+吸着剤/セメント	0.12	0.10	0.19	0.11	0.14	0.17	0.12	0.12	0.14

表-5 セメント固化体の比重及び圧縮強度

	試 料 No.								
	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6	No. 7	No. 8	No. 9
比 重(g/cm ³)	1.66	1.75	1.62	1.73	1.75	1.56	1.72	1.68	1.77
圧縮強度(N/mm ²)	29.0	37.0	26.0	36.0	43.0	18.0	37.0	32.0	44.0

表-6 セメント固化体成分

セメント固化体試料 No.

	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6	No. 7	No. 8	No. 9
イオン交換樹脂 (%)	4.53	0.00	8.27	6.93	9.03	3.97	4.44	4.30	5.84
吸着剤(SiO ₂) (%)	3.34	6.59	3.05	0.00	0.00	5.86	3.27	3.17	2.92
水 (%)	26.57	28.64	28.83	26.15	25.56	32.61	28.03	30.27	27.16
※セメント (%)	63.75	62.97	58.20	65.07	63.60	55.96	62.48	60.54	61.62
水/セメント比 (%)	0.42	0.45	0.50	0.40	0.40	0.58	0.45	0.50	0.44
イオン交換樹脂/セメント (%)	0.07	0.00	0.14	0.11	0.14	0.07	0.07	0.07	0.09
吸着剤/セメント (%)	0.05	0.10	0.05	0.00	0.00	0.10	0.05	0.05	0.05
イオン交換樹脂+吸着剤/セメント (%)	0.12	0.10	0.19	0.11	0.14	0.18	0.12	0.12	0.14

※セメント LK-30
 CaO : 43.48, SiO₂ : 30.77, Al₂O₃ : 7.85, Fe₂O₃ : 1.78
 Na₂O : 0.50, K₂O : 0.87, MgO : 7.92, Mn₂O₃ : 0.45
 SO₃ : 2.83, 灼熱減量 : 0.89, 残渣 : 1.30

表-7 不均一セメント固化体と均一セメント固化体の圧縮強度値

	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6	No. 7	No. 8	No. 9
不均一セメント	29.0	37.0	26.0	36.0	43.0	19.0	37.0	32.0	44.0 (N/mm ²)
均一セメント	39.0	42.0	24.0	32.0	*—	22.0	33.0	34.0	33.0 (N/mm ²)

※：均一セメント試料No. 5 は試料損傷のため
圧縮強度試験は実施していない。

表-8 セメントモルタル均一性評価試験

攪拌時間 (分)	サンプル 料	セメント+砂+水 の重量(g)	砂(セメント洗浄後) の重量(g)	砂割合 (wt%)	平均砂割合 (wt %)
2	A	135.9	77.9	57.3	57.1
	B	149.3	84.7	56.7	
	C	167.3	96.0	57.4	
4	A	191.5	112.6	58.8	58.6
	B	188.8	110.4	58.6	
	C	189.4	110.9	58.9	
6	A	189.5	111.6	58.9	58.9
	B	182.4	107.5	58.9	
	C	195.9	115.3	58.9	
8	A	198.5	117.3	59.1	59.1
	B	156.4	92.5	59.2	
	C	190.7	112.6	59.1	
10	A	176.1	104.7	59.5	59.4
	B	196.6	117.0	59.5	
	C	185.7	110.2	59.3	
15	A	203.8	121.4	59.6	59.4
	B	198.9	118.0	59.3	
	C	195.3	115.9	59.3	

表-9 HISTORY OF THE H. T. S. I. EXPERIMENTS

<u>Period</u>	<u>Experiments</u>
From 01.07.1976 to 31.12.1977	Non-active waste tests.
From 01.01.1978 to 31.12.1978	Incineration of low-level β - γ waste.
From 01.01.1979 to 30.06.1979	No tests:modifications.
From 01.07.1979 to 31.12.1979	Non-active waste tests.
From 01.01.1980 to 31.12.1980	No tests:modifications.
From 01.01.1981 to 30.06.1981	Incineration of low-level β - γ waste(spiked).
From 01.07.1981 to 31.12.1982	Incineration of low-level β - γ waste. Continuous operation.
From 01.01.1983 to 30.06.1983	Simulated α -waste incineration test.
From 01.07.1983 to 31.12.1983	Low-level β - γ waste from P.W.R. and B.W.R. reactors.
From 01.01.1984 to 30.06.1984	Plutonium test.
From 01.07.1984 to 31.12.1984(planned)	Tests for B.W.R. power station waste. Routine exploitation of H. T. S. I. for α -waste.

表-10 COMPOSITION OF THE WASTE FEED IN THE PLUTONIUM TEST

<u>Component</u>		<u>w%</u>
1. Combustible		75
	paper	37.5
	polyethylene	37.5
2. Non-combustible		25
	metals	10
	glass	5
	sand	10
3. Plutonium	15g into 9,7 ton.	

表-11 ISOTOPIC COMPOSITION OF THE Pu USED IN THE TEST

238pu	:	0.144	%
239pu	:	75.6	%
240pu	:	20.9	%
241pu	:	2.59	%
242pu	:	0.734	%

表-12 PLUTONIUM BALANCE OF THE H. T. S. I. TEST

<u>Quantity of plutonium</u>	<u>w%</u>
-in the collected granules	77.3
-in the cone(estimated)	20
-in the bagfilter	2
-in the scrub solutions	0.7
	100

表-13 COMPOSITION OF THE WASTE FEED TO THE H. T. S. I. INCINERATOR
(weight %)

Cellulosic compounds*	20 to 50
Synthetic compounds (plastics, elastomers)	10 to 40
Ion-exchangers	1 to 5
Chemical sludges	5 to 10
Metals	5 to 10
Glass, asbestos	5 to 10
Water	5 to 20

* Paper, cotton and similar fabrics, wood and related materials

表-14 RESULTS FROM FLK-60 OPERATION DURING THE LAST 5 YEARS
(All volumes are given in m³)

	Second half				First half		TOTAL
	1981	1982	1983	1984	1985	1986	
Volume of combustible solid waste treated	65	175	149	50	33	67	539
Volume of non combustible solid waste treated	5	20	17	6	4	8	60
TOTAL volume solid waste treated	70	195	166	56	37	75	599
TOTAL volume of combustible liquid waste treated	—	—	4	25	84	21	134
TOTAL volume radioactive waste burned	70	195	170	81	121	96	733
Number of incineration campaigns	7	16	18	21	36	9	107
Average volume treated/campaign	10.0	12.2	9.4	3.8	4.0	10.6	6.85
Volume of granules produced	2.7	10.6	9.3	2.9	1.5	4.4	31.4
Equiv. granules vol. from sec. waste recycle	0.3	1.2	1.0	0.7	1.3	0.6	5.1
TOTAL volume of granules produced	3	11.8	10.3	3.6	2.8	5.0	36.5
VRF* for the combustible part	120	83	334	360	459	318	153
VRF for the non combustible part	1.60	1.69	1.65	1.67	1.43	1.60	1.64
GLOBAL VRF	23	17	17	23	43	19	20
GLOBAL FINAL VRF after hot pressing	69	51	51	69	129	57	60

* VRF stands for Volume Reduction Factor

表-15 STACK RELEASES OF THE FLK-60 INCINERATOR.

Year	Total Release (Bq)		Yearly Emission Limit(Bq)		% of the Limit	
	alpha	beta-gamma	alpha	beta-gamma	alpha	beta-gamma
1982	48×10^3	1×10^6	2.8×10^9	4.1×10^{12}	0,0017	0,000025
1983	24×10^3	360×10^3	2.8×10^9	4.1×10^{12}	0,0086	0,0000088
1984	70×10^3	130×10^3	2.8×10^9	4.1×10^{12}	0,0026	0,000003
1985	24×10^3	64×10^3	2.8×10^9	4.1×10^{12}	0,0086	0,000015

表-16 INCINERATION OF BETA-GAMMA LOW-LEVEL WASTE:¹³⁷Cs-BASED RESULTS

<u>Average Activity Flow(Bq/s)</u>		<u>Decontamination Factor</u>	
in feed mixture	2.2×10^3	of the incineration furnace :	4.42
in gases from postcombustion chamber	490	of the bag filters :	2.62
in gases from the bag filters	190	of the caustic scrubber :	1.83
in gases from the caustic scrubber	100	of the HEPA filters :	3800
in gases from the HEPA filters	27×10^{-3}	of the whole system :	80600
in gases from the stack	27×10^{-3}		

表-16 a INCINERATION OF ALPHA WASTE:Pu AND Am-BASED RESULTS

<u>Total Activity (Bq)</u>		<u>Average Decontamination Factor</u>	
in feed mixture	91×10^9	of the incineration furnace :	49
in gases from postcombustion chamber	1.9×10^9	of the bag filters :	6.25
in gases from the bag filters	300×10^6	of the caustic scrubber :	2
in gases from the caustic scrubber	150×10^6	of the HEPA filters :	33,000
in gases from the HEPA filters	4.5×10^3	of the whole system :	20,000,000
in gases from the stack	4.5×10^3		

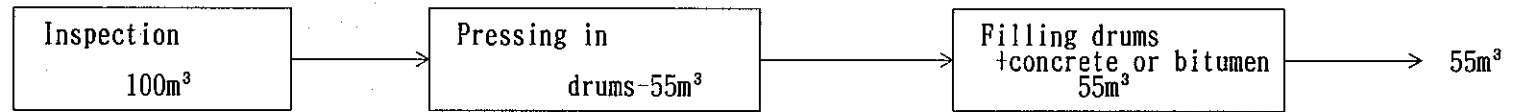
表-17 MAINTENANCE REQUIREMENTS

1. <u>Pretreatment systems</u>	
- sorting	2 %
- shredder	9 %
- mixing bins	4 %
- various conveyors	4 %
	<u>19 %</u>
2. <u>Furnace</u>	
- refractory lining of the bell	10 %
outlet and postcombustion chamber linings	7.5 %
- burners and fuel supply system	5 %
- moving parts(paddles and ploughs)	3 %
- slag outlet hole cooling channel	5 %
	<u>30.5 %</u>
3. <u>Granulator</u>	12 %
4. <u>off-gas treatment</u>	
- water injection cooler	12 %
- bag filters	2 %
- venturi scrubber	2 %
- tray tower	3 %
HEPA filters	5 %
	<u>24 %</u>
5. <u>Utilities</u>	5 %
6. <u>Control systems</u>	2 %
7. <u>Miscellaneous</u>	7.5 %

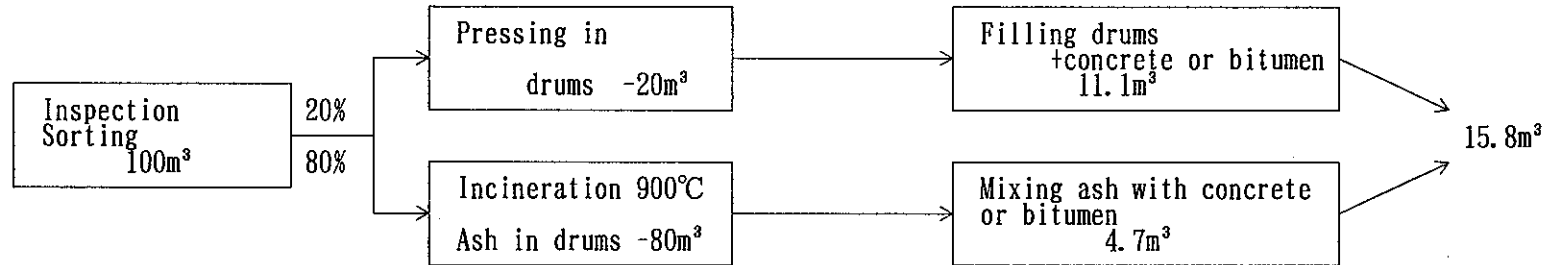
表-18 Flowsheets for treatment and conditioning of Low-Level solid wastes.

End-volume

System 1



System 2



System 3

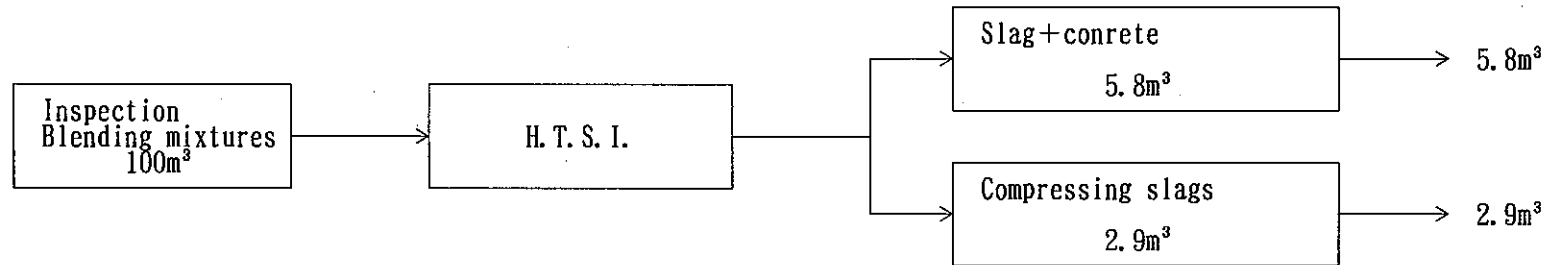


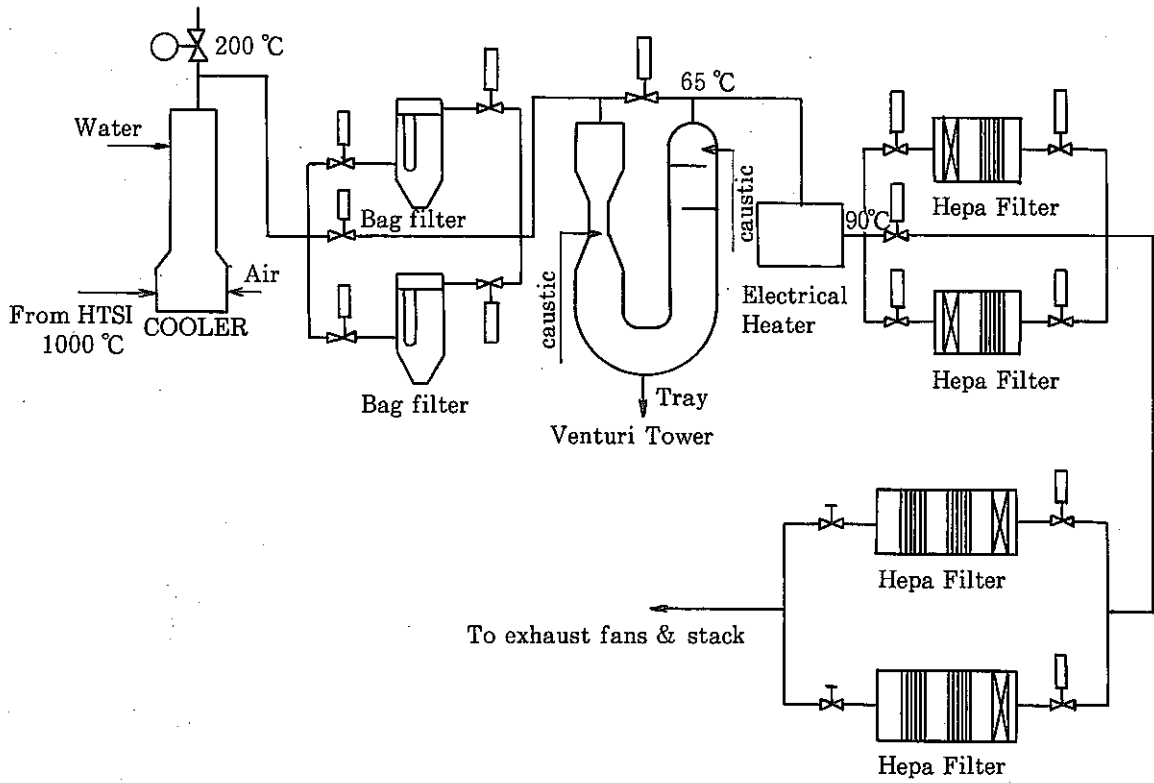
表-19 Particle size distribution of HTSI fly ash

Particle size(μm)	Weight %
> 1.55	8.4
0.70 - 1.55	22.4
0.36 - 0.70	19.5
0.16 - 0.36	10.2
0.10 - 0.16	14.1
< 0.10	25.4

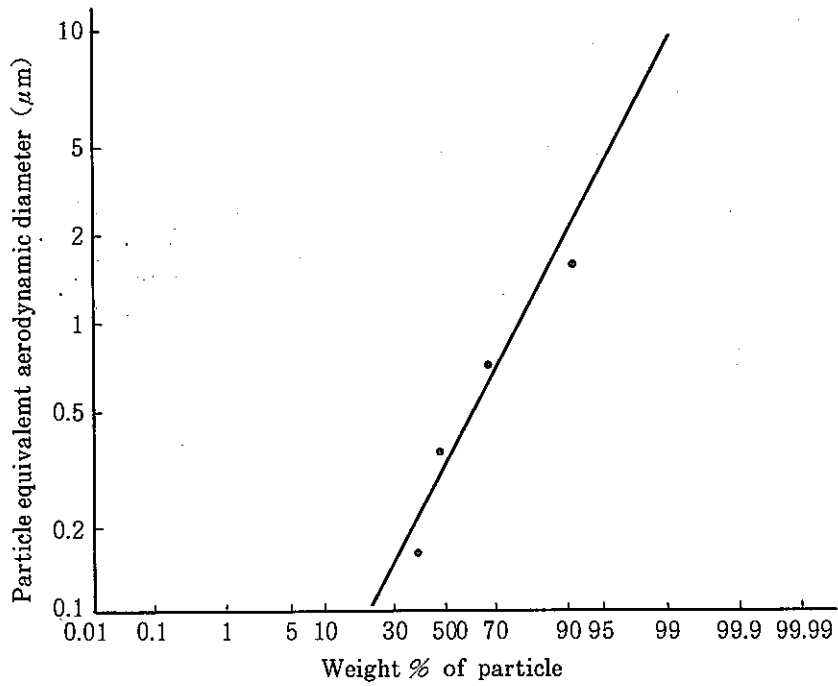
The median size is 0.30 μm .
 90 w/o of the fly ash consists of particles smaller than 1.88 μm .
 10 w/o of the fly ash consists of particles smaller than 0.05 μm .

表-20 Gamma-spectrum of HTSI fly ash.

Nuclide	$\mu\text{Ci/kg}$	Nuclide	$\mu\text{Ci/kg}$	Nuclide	$\mu\text{Ci/kg}$
¹³⁷ Cs	117	^{110m} Ag	5.05	¹²⁵ Sb	1.20
¹³⁴ Cs	11.9	¹⁰⁶ Ru	3.59	⁹⁶ Zr	0.520
⁶⁰ Co	9.36	⁶⁵ Zu	2.33	⁷⁵ Se	0.463
Total 152 $\mu\text{Ci/kg}$					



☒-34 Off-gas cleaning system



☒-35 Log-normal plot of the particle-size distribution of HTSI fly-ash

6. 施設見学 PAMELAガラス固化プラント

1) はじめに

PAMELAは西ドイツのカールスルーエ原子力センター(KfK)の技術に基づきモル (ベルギー) のEurochemic (現在のBelgoprocess) に建設されたガラス固化実証プラントである。今回、当該PAMELA Plantの見学の機会を得たので、プラントの説明を中心として以下に報告する。

2) 訪問先

訪問先 : Belgoprocess PAMELA Vitrification Plant

面会者 : Miss L. DELANDE

訪問者 : Mr. WANG LIAN (現在SCK/CENに出張中)

(Engineer Radwaste Department. Institute of Atomic Energy Beijing China)

鈴木 泰博 (現在SCK/CENに出張中)

(日揮株式会社, 原子力・高度技術事業本部)

著者

3) 見学日時

1989年8月25日(金) 14:00~17:00

4) PAMELA開発の背景

1965年に西ドイツのKfKにおいて、高レベル廃液のガラス固化技術VERA法(Borosilicate Glassを使用)の研究が開始された。

1968年には、西ドイツのKFAにおいてFIPS法(Borosilicate Glassを使用)の開発が開始され、又、ベルギーのEurochemicにおいてはPHOTO法(Phosphate Glass使用)の開発が開始された。

1977年に上記の各研究所を始めとして、高レベル廃棄物処理に関係する研究所が結集して“Technologieprogramm zur HAW-Verfestigung(高レベル廃棄物安定化の技術プログラム)”という名称で、共同研究プログラムが企画された。

このプログラムに従って、ガラス固化のDemonstration Plant(PAMELA)Projectがスタートした。これには、以下の研究機関が参加した。

(1) DWK : Deutsche Gesellschaft für Wiederaufarbeitung von Kernbrennstoffen mbH,
Hannover

(2) EC : Eurochemic, Mol

(3) HMI : Hahn-Meitner-situt für Kernforschung, Berlin

- (4) KfK : Kernforschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe
- (5) KFA : Kernforschungsanlage Julich, Julich
- (6) NUKEM : NUKEN GmbH, Hanau
- (7) SCK/CEN : Studiecentrum voor Kerenergie, Mol
- (8) WAK : Wiederaufarbeitungsanlage Karlsruhe, Karlsruhe

以上の研究機関に対して次の研究開発項目が分担された。

- (1) セラミックメルター及びオフガス処理系の開発 : KfK
- (2) 遠隔操作による保守技術の開発 : KfK, NUKEM
- (3) ガラス固化体の生成技術の開発 : EC, DWK
- (4) オフガスフィルターの開発 : SCK/CEN
- (5) ガラス組成の最適化及び分析研究 : HMI
- (6) 高レベル廃液取扱い技術の開発 : WAK

1978年にDWK, Eurochemic間にPAMELA建設に係る契約が締結し、1979年10月に実際のプロジェクトが開始された。

表-21にPAMELA Projectのスケジュールを示す。

1980年1月から概念設計を行い、半年後に基本設計に着手し、1980年12月に設置許可申請を行い、1981年4月に設置許可を受けている。同年7月より建屋の建設が始まり、1983年1月よりプラント本体の建設が開始された。1984年11月から約1年間のコールド試験によってプラントの健全性等を確認後、1985年10月より高レベル廃液による実運転を開始している。

表-2にPAMELAプラントのスタートアップ時の運転プログラムを示す。

1985年3月まで(表-22の1~3項) K-IIIメルターによってコールド試験を行い、1985年5月に遠隔操作によるメルターの交換試験(表-23の4項)を実施した後は、K-Vメルターが現在に至るまで使用されている。

5) プラント概要

(1) プラント構成

図-36にPAMELAプラントのブロックダイヤグラムを示す。PAMELAプラントは主として5つのパートから構成されている。

- ① 原料供給システム
- ② セラミックメルター
- ③ プロダクト生成システム
- ④ オフガス処理システム
- ⑤ キャニスターハンドリングシステム

(2) 原料供給システム

図-37に原料供給フローの概要を示す。

高レベル廃液は地下貯蔵タンクからスチームジェットによって、 3 m^3 の受入れタンクに供給される。

ガラス固化1バッチの廃液移送量は 1.85 m^3 でスチームの凝縮により 2.0 m^3 に増加し、更に移送後、 1.0 m^3 の水で移送配管を洗浄するため、受入タンクの全液量は 3.0 m^3 となる。通常運転ではこの 3.0 m^3 の廃液を100hrで処理するために、二段のエアリフトシステムにより平均 30 l/hr でミキシングベッセル(100 l)に断続的に移送される。

受入れタンクに併設されている移送タンクは廃液のサンプリング等に利用される。各タンク及びベッセルには、廃液中の懸濁物質の沈殿を防止するためエアパルスによる攪はん機構が装備されている。

セラミックメルターは、直径約 1.5 mm のガラスビーズ（イタリアのベニス製）が原料として、定量供給システムにより直接供給される。

ミキシングベッセル中の廃液は一段のエアリフトシステムによって平均 30 l/hr の流量でメルターに供給される。また、各タンク及びベッセルからのオフガスは核物質を含む硝酸ミスト等を含有するためオフガス処理される。

(3) セラミックメルター

セラミックメルターの概略図を図-38に示す。

セラミックメルターの外寸は $2 \times 2 \times 2.6\text{ m}$ (L×W×H)で、メルター内の表面積は 0.77 m^2 で、約 0.85 ton の溶融ガラスを有することができる。メルターの耐火材はBorosilicate-glassに対してセラミック耐火材(ER2161 fused Chromia-Alumina Zirconia Ceramic)で構成され、その回りを数層のセラミック断熱材で囲まれている。又、ステンレススチールにてメルターを覆い、メルターの機械的強度及び気密性を確保している。(表-23:メルタースペックを示す。)

メルター内には4対のインコネル-690電極が装備され、ジュール加熱の原理に従ってガラスの溶融を行う。(ガラスの溶融温度は $1150\sim 1250^\circ\text{C}$ である。)インコネル電極は、電極保護のため空気による冷却を行う。(電極表面で約 1100°C)

メルターのスタートアップ時は、メルター側壁のセラミック中に装備されている充てんヒータ(カンタル製)11本によって、セラミックを直接加熱させガラスの電導性を行った後、ジュール加熱に切替える方式となっている。

廃液及びガラスビーズはセラミックメルターの上部中央から供給される。メルターからの溶融ガラスの抜き出しは①ボトムドレン(ガラスブロック生成用)と②オーバーフロードレン(ガラスビーズ生成用)の全く異なった2つのシステムを用いている。

ボトムドレンからの抜き出しは、2つの独立したヒーティングシステムにより制御されている。

第一のシステムは、ボトムドレンの上部のセラミック部を直接ヒータで加熱する方法。

及び第二のシステムは、ボトムドレン下部のインコネル部のヒータによる誘導加熱を利用している。

第一のシステムには、6本のカンタルヒータが装備されており、オーバーフロードレン上部に設置されている。第二のシステムはオーバーフロードレンのセラミック部に接続された一対のインコネル690 平板電極により、セラミック自身をジュール熱で加熱する方法である。オーバーフロードレンからのガラスプロダクトの抜き出しは、どちらかの一方のヒータシステムのみで可能である。メルターからのオフガスはメルター側壁上部よりオフガス処理系へ搬出される。

(4) プロダクト生成システム

PAMELAからは以下に示す様に、2種類の異なったガラスプロダクトが生成される。

- ① ガラスブロック：メルターのボトムドレンシステムから生成される単一体のガラスブロック
- ② ガラスビーズ：メルターのオーバーフロードレンシステムから生成される直径5mm程度のガラスビーズ

イ) ガラスブロック

図-39に示したキャニスター内にボトムドレンからの溶融ガラスが充てんされる。キャニスターはステンレス製でガラスの充てん容量は59ℓ（85%充てん）である。キャニスターのスペックを表-24に示す。

キャニスターはリフター付きの専用架台（レール式）によって搬入され、リフターでボトムドレンに接続される。

充てんされたガラスプロダクトの急冷の防止及び放射熱からの保護を行う目的のために、キャニスターはオーバーパック（断熱容器）で回りを覆われている。ガラスプロダクトの充てんはリフターに装備されている計量機によって制御される。更に、ガラスの充てんレベルは2つのGMカウンターによって測定する。前述の様に、溶融ガラスの抜き出しはボトムドレンの2つのヒータシステムによって行われ、その抜き出し精度は約±2kg程度の誤差範囲となっている。溶融ガラスのキャニスターへの充てん速度は約60kg/hrである。

充てん後のキャニスターはキャニスターハンドリングセルに運ばれ、オーバーパック中で約100hr冷却される。

良質なガラス生成物（ガラスに結晶化が少なく、クラック等の歪みが無いこと。）を得る為には相転移温度（450℃～550℃）までは急冷して、それ以下の温度ではできるだけ緩やかに冷却する条件が望ましい。このような条件を得るためには、キャニスターをオーバーパックで覆み、溶融ガラスをキャニスター内で冷却する方法によって上記の条件は満され、結晶化や歪みの少ないガラス固化体が得られている。

冷却後のキャニスターは表面温度が約80℃以下になった時点で、蓋を溶接し、キャニスターの除染を行い貯蔵施設に保管する。

ロ) ガラスビーズ

ガラスブロックがボトムドレンシステムから生成されるのに対して、ガラスビーズはオーバーフロードレンシステムより生成される。当該ガラスビーズは専用キャニスターに充填された後、鉛を封入することにより最終生成物はVITROMET(Vitrification and Metal embedding)と呼ばれる。最終生成物は図-39に示された様に鉛のマトリックス中にガラスビーズが分散した状態になっている。

VITROMET法の最大の特徴は、熱伝導度がガラスブロックに比較して約10倍程度高く、従って大きな崩壊熱を持つHLLWの処理に適している。図-40に示す様にビーズ生成装置はオーバーフロードレンの出口に接続されている。オーバーフロードレンからの溶融ガラスはノズルから窒素ガスで押し出されることにより直径5mm程度のビーズ状に形成される。ビーズは回転盤上に落下して、回転盤が一回転する間に冷却された後、バッファーの中へ落ちる。このバッファーは約40kgまでのビーズを一時貯蔵できるため、キャニスター交換時にもビーズの生成を停止する必要はなく、連続運転が可能である。キャニスターはガラスブロック生成時と同様にオーバーパック中に収められ、リフター及び重量測定システムを装備した専用架台で搬入される。図-39に示す様に外形はガラスブロック用のキャニスターと同様であるが、二重構造になっており内側容器にはチャッキバルブ、排気孔を有している。

ガラスビーズを所定量充てんしたキャニスターはキャニスターハンドリングセルに移送され誘導炉に挿入後、鉛注入装置が接続される。ここでキャニスターは400℃に加熱され、鉛粒子が重力によって内側容器及び二重円筒内部に注入される。溶融中、内部容器中の空気は内部容器上部の排気孔から系外へ排出される。鉛粒子が溶融後、誘導炉をキャニスターの下部より上方へ徐々に順次停止する。

(5) オフガス処理システム

メルターから放出されるプロセスオフガスは、主に水蒸気、原料供給系からのリークエア、NO_x、更に、固体及び液体エアロゾルから構成される。図-41に示す様にオフガスは湿式ダストスクラバーに導入され、殆どのダストが除去され、オフガス温度は約100℃まで冷却される。ダストを含有したスクラバー水は、その一部を定期的にエアリフトによりミキシングベッセルにリサイクルされ、HLLWと共に再びメルターで処理される。湿式ダストスクラバーを通過したオフガスは、コンデンサーによって水蒸気あるいは硝酸蒸気等の凝縮性物質を除去する。凝縮水は収集タンクに集められ、エバポレータで処理される。非凝縮性物質が殆どとなったプロセスオフガスは、原料供給系からのベッセルオフガスと共にベンチュリースクラバーに導入され、エアロゾルを除去する。

窒素酸化物はNO_x-吸収塔へ導入される。NO_x-吸収塔へは硝酸及び過酸化水素水が供給され、NO_xは硝酸に吸収されて液相に移行し亜硝酸となり、更に過酸化水素水によって酸化され硝酸となる。

湿式ダストスクラバーの散分水の循環エアリフトシステムによって行われ、ベンチュリスクラバー及びNO_x-吸収塔の液体の循環はポンプによって行われる。NO_x吸収塔から飛沫同伴によりオフガス中に混入した硝酸エアロゾルはファイバーフィルターによって除去される。

ファイバーフィルターはフラッシング水によって洗浄でき、洗浄液はNO_x吸収塔へ送られる。ファイバーフィルターを通過したオフガスはヒータによって加熱され、HEPAフィルターで固体エアロゾルを除去し、更にコンデンサーとエアロゾルセパレータで液体エアロゾルを除去し、ブローアを経由してスタックから環境中に放出する。又、ブローア出口よりベンチュリースクラバーの次側へオフガスがフィードバックされる。

(6) キャニスターハンドリングシステム

図-42にキャニスター移動経路を示す。

空のキャニスターはCanister Inlet LockよりCanister Hand Ling Cellへ搬入されTransport Canalを通してMelter Cellへ運ばれる。キャニスターの移動は全てクレーン又はマニピュレーター及びレール式台車によって行なわれる。

蓋の溶接方法はアルゴンキャリアによるアーク溶接であり、蓋とキャニスターの母材を直接溶融して接合を行っている。

トーチのタングステンロッドは50回の溶接毎に交換する事になっており、50本目は空キャニスターで溶接検査を実施している。

溶接検査は、気密試験(0.5気圧でソープテスト)により溶接の健全性をチェックする。健全性が確認された後、トーチのロッドが交換され、再び使用される。異常が認められた場合は、溶接データの再検討を行うが、同じロットのキャニスターの溶接チェックは実施しない。(現在までに、溶接不良が発生した経験は無い。)溶接終了のキャニスターは0.5モルの硝酸溶液中で超音波洗浄により表面汚染を除染する。除染後、キャニスター表面のスミヤテストより汚染の有無を確認し、汚染が認められる場合は再度除染を行い、汚染のないものは一時貯蔵室に保管され、遮へい容器に収納されレール式の専用台車で別棟の貯蔵施設に運ばれ50年間保管される。

(7) メンテナンス

メルターが故障および寿命等により使用不能となった場合は、クレーンによってメルターセル真上のクレーンホールに移動され、そこからディスマントリングセルに水平移動される。これらの操作はパワーマニピュレーターにより実施される。ディスマントリングセルに運ばれたメルターは、ターンテーブル上に置かれ、パワーマニピュレーター、プラ

ズマーク溶接機等によって解体される。解体作業によって発生した二次廃棄物は、汚染が低いものは200ℓドラムに充てんし、セメントグラウトを注入して固化する。

ガラス付着物等の汚染の程度が高い廃棄物は、ガラス用キャニスターに充てんし、中間貯蔵施設に保管する。

交換用の新メルターは建屋上部からクレーンホールを經由してメルターセルへ搬入する。

(8) コントロールシステム

PAMELAのコントロールルームは極めてシンプルであり、部屋の中央に6台のCRTが配置され、ここからメルターを始めとして全ての機器類、バルブ類等の制御ができ、更に、プラントの全プロセスデータが把握できる。6台のCRTは独立に使用でき、全てのPAMELAの操作はタッチペンによって行われる。しかし、制御シーケンスをコンピュータ単独（プログラム化）で実施している訳では無く、コンピュータを通してプラント制御しており、判断は全てオペレーターに委ねられている。

(9) プラント建屋概要

建屋の大きさは50×30.4×25.5m（L×W×H）である。

各セルのライニングは汚染の危険度に依存しており、危険度の高いセル（メルターセル、デismantリングセル）は全面ステンレススチールライニングであるが、それ以外は床面のみステンレススチールで壁及び天井はエポキシライニングである。

(10) 中間貯蔵施設

高レベル廃棄物中間貯蔵施設は縦穴式で、横12列、縦21列のピットが重コンクリートのマス中に配置されている。1つのピットには6本のキャニスターが直列に収納でき、貯蔵本数は1512本である。キャニスターはレール式の台車によってPAMELA建屋から搬入され、遠隔操作で一本ずつピットに搬入される。

(11) 備考

現在、ベルゴプロセスにはHEWC(High Enriched Waste Concentrate)の廃液が貯蔵されている。この廃液は比放射能は高くは無いが、アルミニウム含有量が多い特徴を有しており、ガラス固化時にアルミがガラス中で析出し、ガラスの物性に悪影響を与え、オフガス系にはアルミの飛沫同伴によるフィルターの閉塞が問題となっている。又、メルターからの溶融ガラスの抜き出し時に使用するボトムドレン下部回りのコイルのオン・オフ操作の頻度が多いため、コイルの断線が発生しているとの事であった。

今後PAMELAプラントではドイツとの契約に基づいて、KfKの再処理プラント(WAK)からの廃液に対する適応性を実証するために100m³の高レベル廃液(1.85×10¹³Bq/ℓ)をKfKから受け入れ、HEWCの廃液と併せて10年間で処理する予定である。又、VITROMET法については、すでに試験を終了し、上記の廃液は全てガラスブロック法によって実施する計画である。

表-21 PAMELA Project Schedule

	1980					1981					1982					1983					1984					1985										
	1	3	5	7	9	11	1	3	5	7	9	11	1	3	5	7	9	11	1	3	5	7	9	11	1	3	5	7	9	11	1	3	5	7	9	11
1	██████████																																			
2																																				
3																																				
4																																				
5																																				
6																																				
7																																				
8																																				
9																																				
10																																				

- Project Start-up Oct. 1979
- Construction application Dec. 1980
- Construction and operating licence Apr. 1981
- Laying of the foundation stone Sep. 1981
- Start-up cold operation Nov. 1984
- Plant turnover to operation Aug. 1985
- Start-up hot operation Oct. 1985

表-22 PAMELAプラントのスタートアップ運転プログラム

		1984			1985											
		10	11	12	1	2	3	4	5	6	7	8	9			
		[Grid for activity scheduling]														
1	Water test operations of melter	[Shaded bar]														
2	Acid operation without glass production		[Shaded bar]													
3	LEWC-Simulated tests and glassblock prod															
4	Melter removal and replacement test															
5	※LEWC-Simulated tests -Vitromet Campaign															
6	※LEWC-Simulated tests -glassblock campaign															
7	Active test operation with 10 ⁴ Curie															
8	Start-up hot operation															

※LEWC : (LOW-Enriched-Waste-Concentrate)

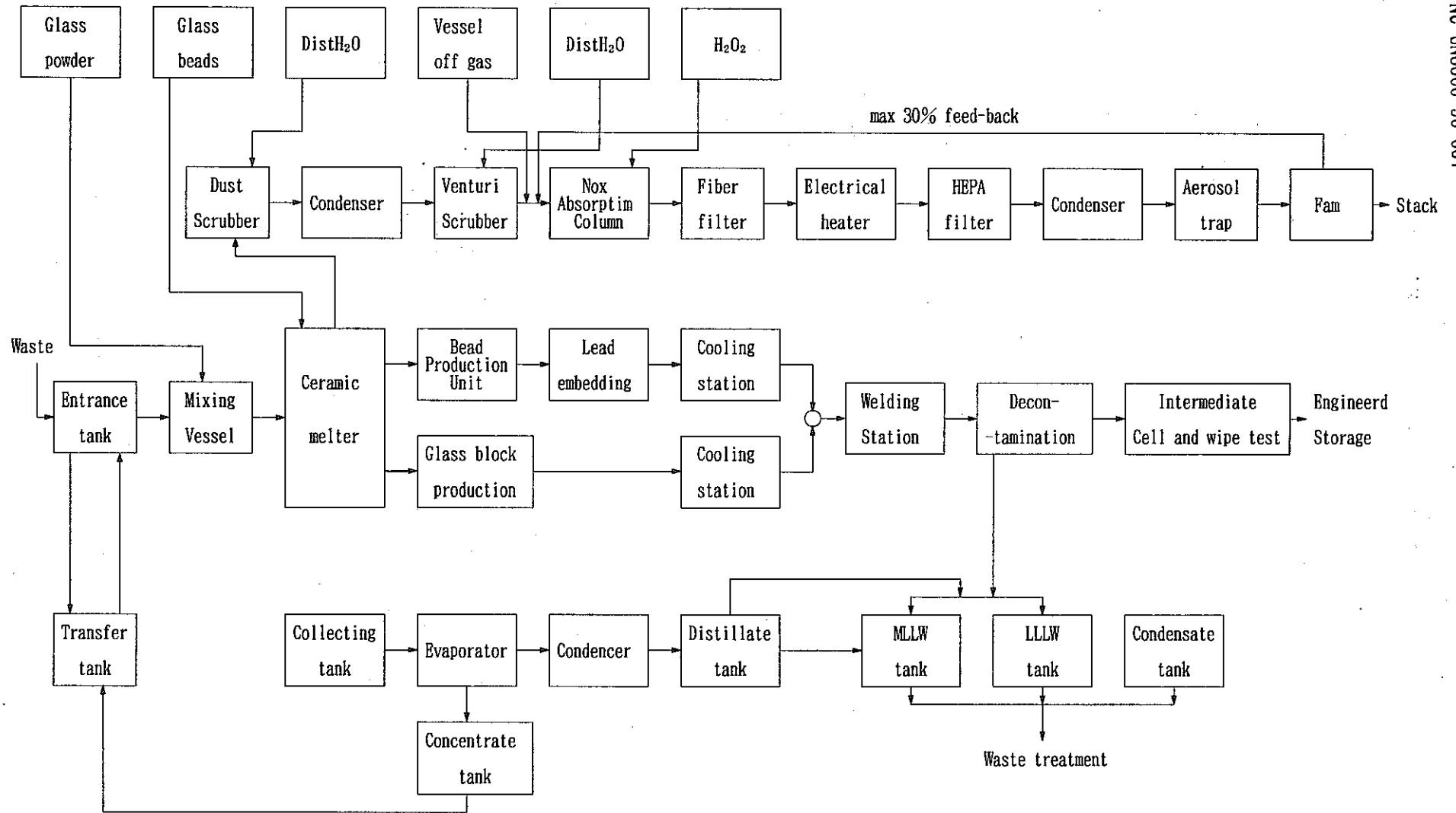


図-36 PAMELAプラントブロックダイアグラム

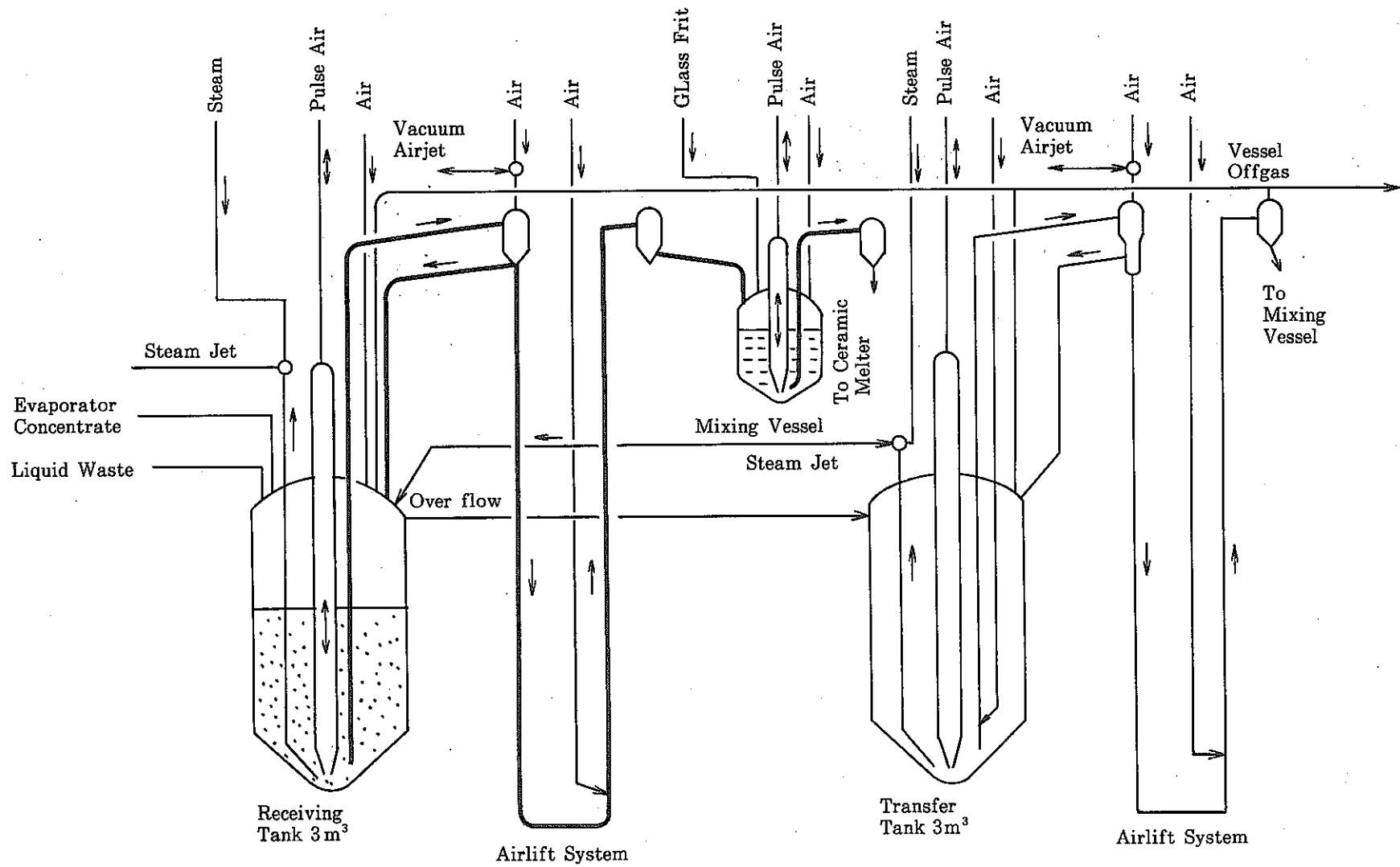


図-37 原料供給フロー

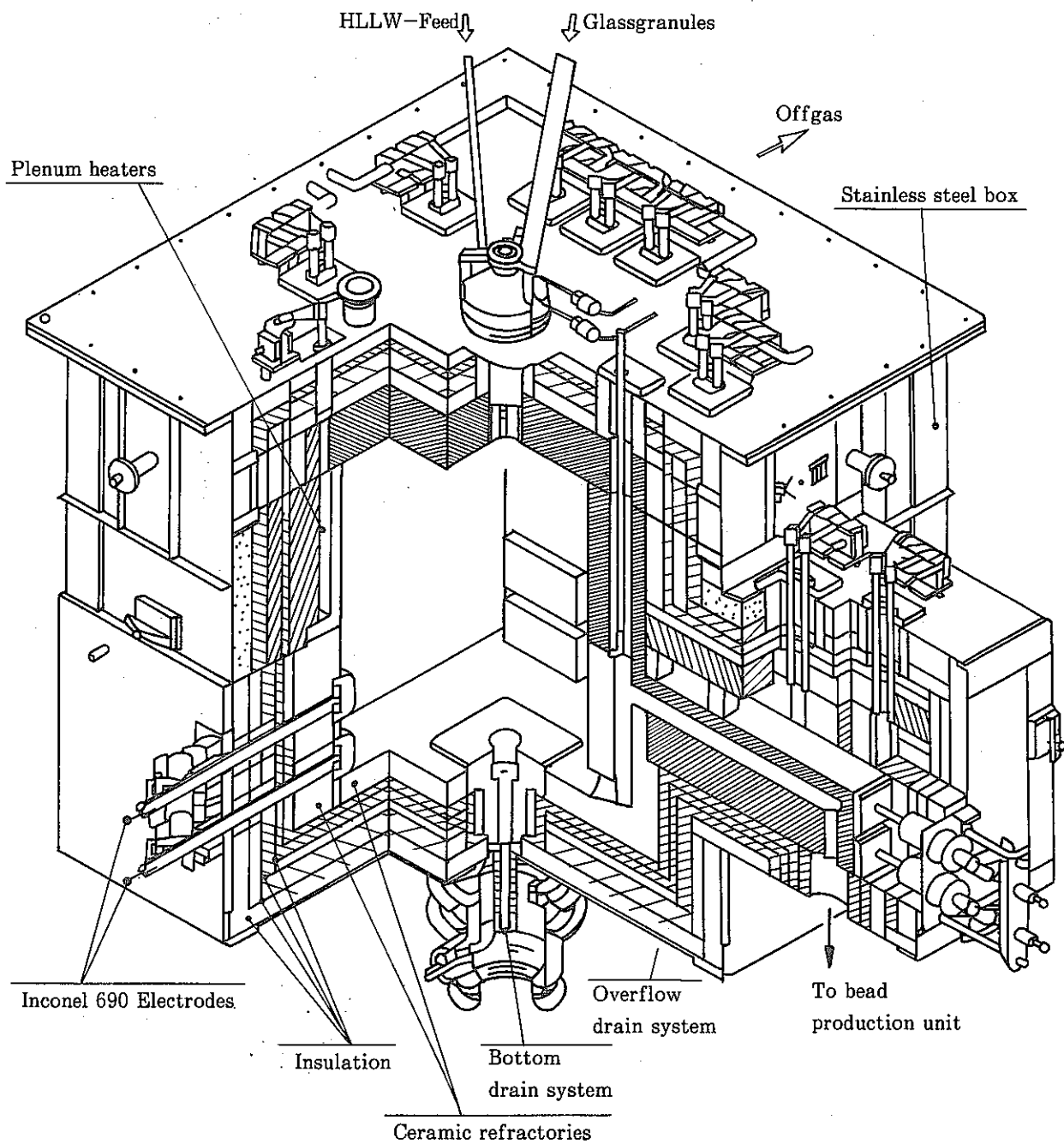


図-38 セラミックメルター概略図

表-23 セラミックメルタースペック

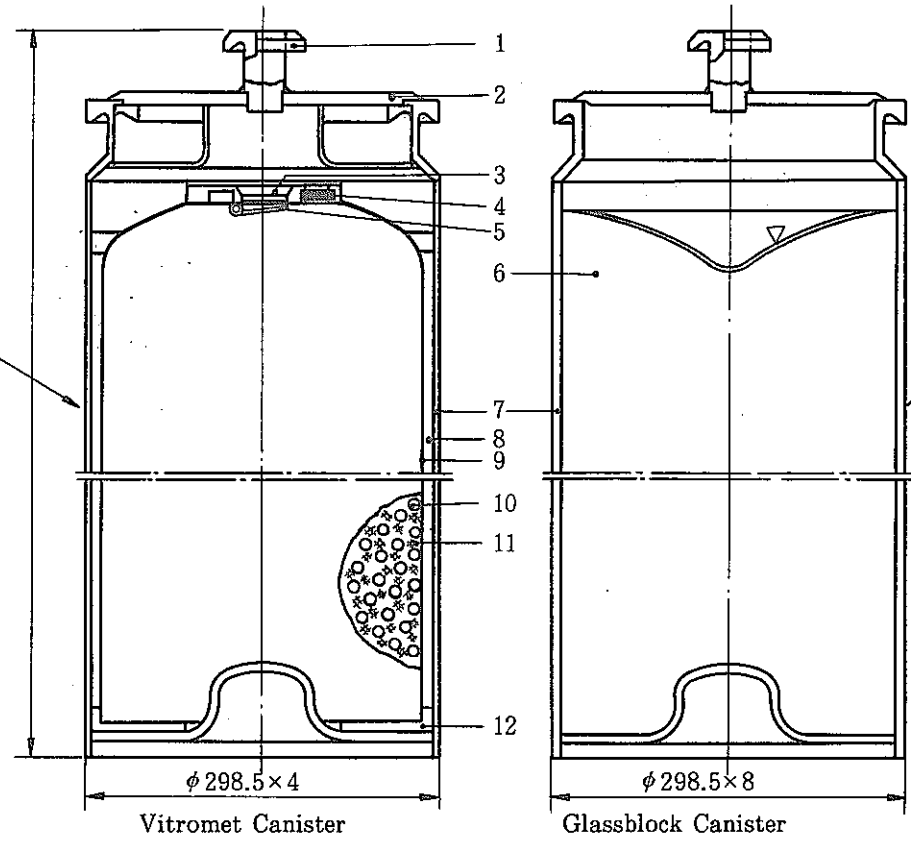
スペック項目	スペック
メルター外寸	2 × 2 × 2.6 (L × W × H)
メルター重量	18 t
メルター容量	0.85 t - ガラス
熔融ガラス表面積	0.77m ²
処理速度	20~30 ℓ - waste/hr
電 極	インコネル690, 4 対
スタートアップ用ヒータ	11本
ガラス抜き出し方法	ボトムドレン, オーバーフロードレン

表-24 ガラスキャニスタースペック

スペック項目	Glassblock	Vitromet
高さ	1200mm	1200mm
外径	298.5mm	298.5mm
外径厚さ	8 mm	4 mm
空重量	約80kg	約100kg
充てんガラス容量	約59 ℓ	約36 ℓ
キャニスター総容積	約70 ℓ	約56 ℓ
鉛重量		約320kg
総重量	約236kg	約521kg

Volumes
 Inner Canister appr. 56 ℓ
 Glass Volumes appr. 36 ℓ

Glass Volume
 appr 59 ℓ (85 % filling)



- | | | |
|----------------------|------------------------------|-------------------------|
| 1. Lifting Nut | 5. Check Valve For Beads | 9. Inner Steel Canister |
| 2. Lid | 6. LEWC-Glassblock | 10. LEWC Glass Beads |
| 3. Beads Inlet | 7. Stainless Steel Container | 11. Lead Matrix |
| 4. Ventilation Sieve | 8. Lead Liner | 12. Lead Bottom |

図-39 キャニスター

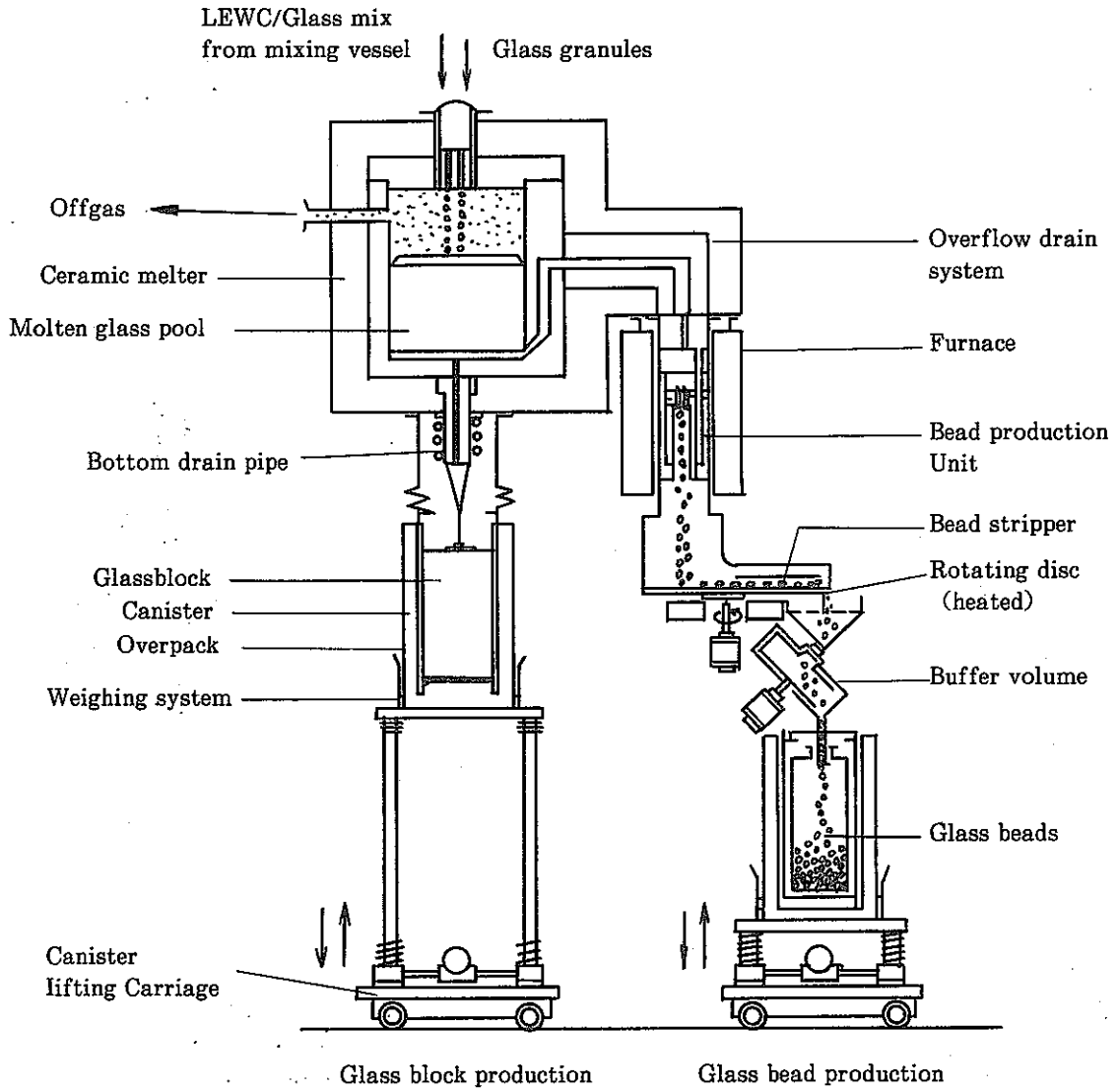


図-40 ガラスプロダクト生成システム

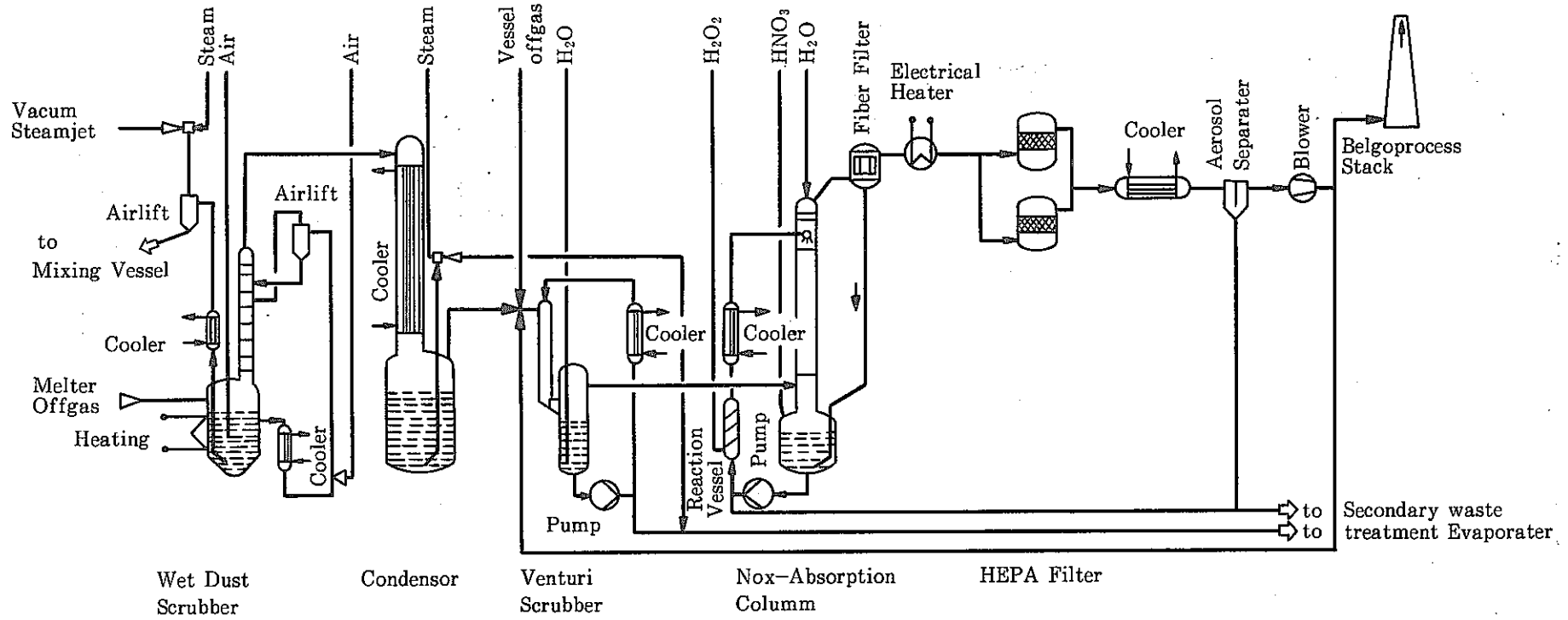


図-41 オフガス処理システム

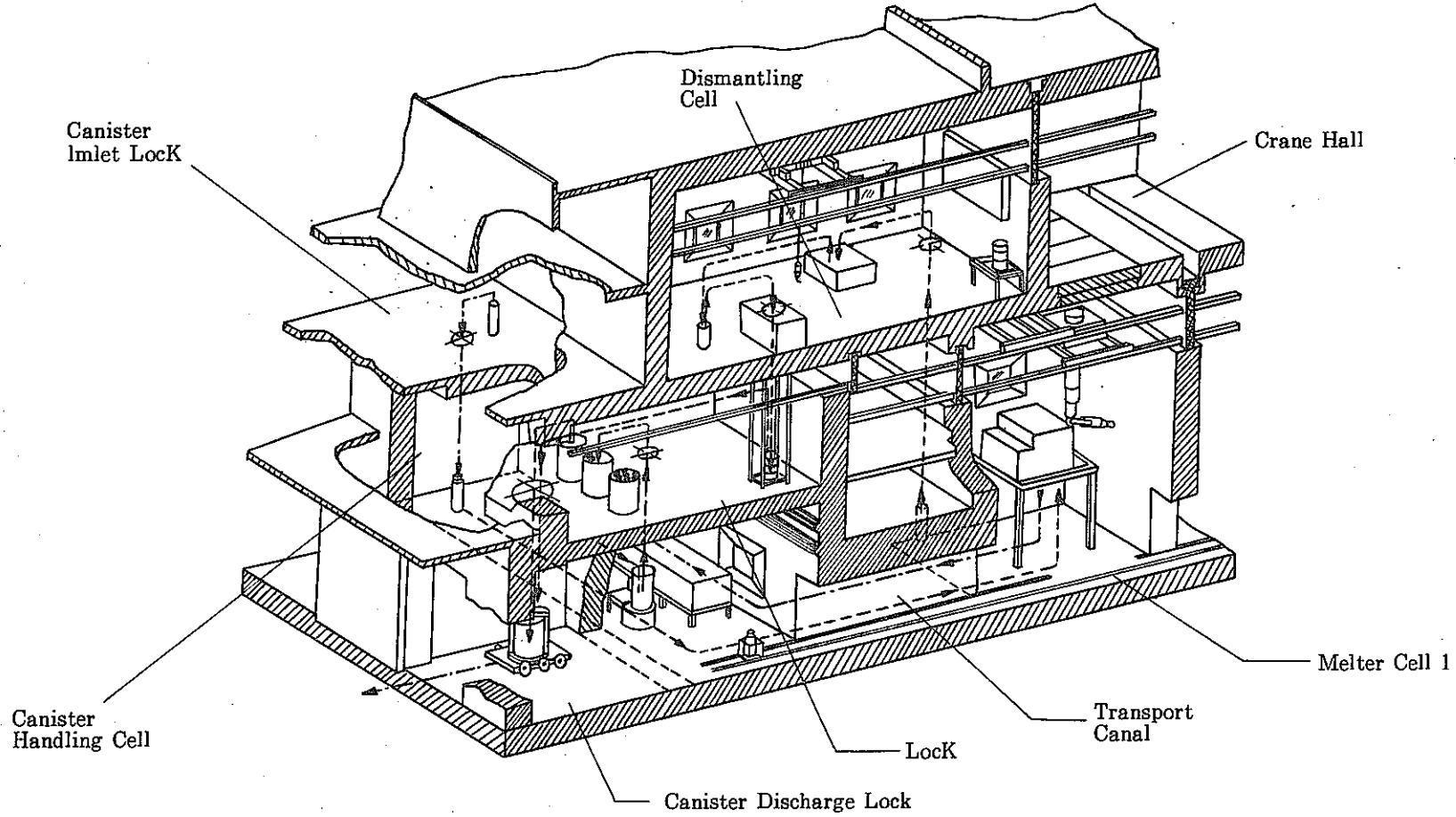


図-42 キャニスター移動経路

7. その他関連技術調査

7.1 モル/ユーロケミック、酸消化処理設備及びプルトニウム回収設備

核燃料施設等から発生するプルトニウム廃棄物（塩素廃棄物も含む）の減容処理及びプルトニウムの回収に関して酸消化処理技術に関する開発が各国で実施され、実証化が行われている。酸消化技術開発とし、米国、ハンフォード、リッチモンド、西独カールスルーエ等において基礎的プロセスの技術開発が行われた。

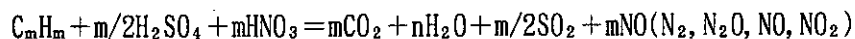
日本では動燃、原研においてプルトニウム廃棄物及び樹脂の減容処理技術開発が行われ、動燃ではPWTFにおいて実プルトニウム廃棄物の酸消化処理技術開発が進められている。しかし、酸消化による減容処理後の廃棄物からプルトニウムを回収する技術開発については実施されてはいない。一方、ベルギーにおいてはモルのユーロケミックでプルトニウム廃棄物の酸消化処理及びプルトニウムの回収を実施した実績を有している。本報告はユーロケミックの酸消化処理設備及びプルトニウム回収設備の概要を記したものである。

I. 酸消化処理設備概要

プルトニウム廃棄物（可燃物）の酸消化処理技術開発が西独カールスルーエ研究所で1975年より研究が開始され、1979年にパイロットスケール設備を建設している。翌年、同研究所で設計した実証設備がベルギー、モル/ユーロケミックに建設された。実証設備の処理能力は10kg/日を有し、廃棄物破碎工程、酸消化工程、オフガス処理工程、酸回収工程、残渣分離工程から構成されている。同設備は1982年からコールド試験によるプロセス調整及び運転員のトレーニングを開始した。

1) 酸消化プロセス

酸消化プロセスは有機物である廃棄物を濃硫酸で炭化分解し、次に硝酸でCO₂、H₂O等のガスに変換するものである。この酸消化反応は複雑であり、一般的には下記の化学反応式で示される。



発生ガスにはSO₂及びNO等があり、プロセス内でH₂SO₄とHNO₃として回収され、再利用される。残渣にはプルトニウムが含まれ定期的に反応槽から抜き出し固液分離を行う。廃棄物の酸消化処理量の増加は反応温度を上昇させることで可能となるが、反応温度270℃以上になると多量の硫酸エアロゾルが発生しオフガス処理が困難となる。又、265℃以上では反応槽の気密部に用いているPTFEガスケットが軟化し反応生成ガスが漏洩する。このため酸消化反応温度は250℃に設定されている。

酸消化処理量を増す残る可能性は、廃棄物に対する硫酸量を増加することである。試験はトレイ型反応槽に20mm片の破碎廃棄物を反応槽に加えると硫酸による分解が始まり、破碎廃棄物が約2mm角程度まで分解した時点で再び廃棄物を加えると廃棄物は硫酸表面上に浮び直径約15cmの塊りとなり硫酸分解は非常に遅くなった。

このため、室温の硫酸と破碎廃棄物を混合し、スラリー状態で反応槽に供給すると硫酸分解はスムーズとなり処理量を増すことが可能となった。

図-43に酸消化実証設備(ALONA)のフローシートを示す。

2) 前処理

廃棄物処理装置は4基のグローブボックスが連結した状態で構成されている。これらの内3基はフロアーレベルより2m高いサポート上に据付けられている。又、3基のグローブボックス囲りはプラットホームで取り囲まれている。

No.1グローブボックスは廃棄物の受入ボックスで、ここで廃棄物ドラムは開封され内容物が取り出される。廃棄物の分離はNo.2グローブボックスで行われる。プラスチックバッグの開封後、内容物は可燃物と不燃物に分別する。No.3グローブボックスには破碎機が設置されており、破碎機上部には廃棄物受入ホッパー及び破碎刃の下部には“ろうと”が取り付けられている。

“ろうと”はNo.4グローブボックスへの入口となっており、ここから破碎廃棄物は“ろうと”に接続しているプラスチックバッグに集められている。

このプラスチックバッグは破碎廃棄物が十分に充てんした時点で溶着シールされる。

図-44にアルファ廃棄物前処理施設概略図を示す。

3) 非破壊検査

各酸消化バッチ毎に供給される破碎廃棄物中に含まれるプルトニウム含有量は正確に測定しなければならない。

その理由は、反応槽に供給されるプルトニウムの計量管理上必要となるからである。ユーロケミックではパッシブガンマ線測定法により廃棄物中のプルトニウム量を測定している。図-45にパッシブガンマ線測定概略図を示す。

4) リング反応槽

この反応槽は直径50～150mmのガラス管によって構成されており、長さ約1×1mのリングでクローズドループとなっている。反応槽容量は10～20ℓである。反応槽の直径及び容量は計量管理上の規制と安全性の観点から決定されたものである。

リング反応槽は3つの異なる操作領域から構成され、廃棄物及び硝酸の供給部、加熱部(10kWの赤外線浸漬ヒーター)、ガス搬出部となっている。

廃棄物は最初に低回転破碎機内で5mm角に破碎され、ボックス内でのプルトニウムの飛散防止のための密閉切断粉破機にて最終的に3mm角となる。破碎廃棄物は室温硫酸

(85wt%) 4 ℓ 当り 1.5kg の比で混合され、硝酸と連続的に反応槽へ供給される。

反応槽内の攪拌は硝酸の蒸発による発生ガス攪拌及び廃棄物の分解時に発生するガス攪拌によって行われる。

廃棄物の酸分解反応は加熱領域で烈しく反応するが、反応は安定した状態で進行する。

以下に代表的な試験結果を示す。

- (1) 破碎廃棄物を硫酸と混合し、スラリー状態で供給することにより破碎廃棄物は反応槽内で塊り状とならず素早く分解する。
- (2) プルトニウムの物理的挙動を模擬するために用いた五酸化タンタル(Ta_2O_5) の沈澱は観察されなかった。
- (3) 酸消化反応中断後の沈澱残渣及び五酸化タンタル (約 1.5kg の残渣と 200g の Ta_2O_5) は $0.5m^3/h$ のエアスプレーで 5 分以内で再浮遊させることが可能であった。
- (4) 反応槽へ硫酸と共に供給するスラリー廃棄物の 80% までがオフガスとして蒸発する。
- (5) 反応槽の 1 時間当りの廃棄物処理量は 1.5kg である。
- (6) 硝酸消費量は廃棄物 1 kg 当り 4 ℓ である。

5) オフガス処理

酸消化プロセス内では硫酸と硝酸が消費され、 NO_x 、 SO_2 ガス及び H_2SO_4 エ어로ゾルがオフガスとして発生する。オフガス処理の目的は、プロセス内で発生する全てのオフガスを吸収し、 NO_x 、 SO_2 ガスについては硫酸及び硝酸として回収精製し、プロセス内で再利用するものである。

(1) 硫酸エ어로ゾル

硫酸エ어로ゾルはガスが硫酸を通り抜ける場合にわずかながら観察される。硫酸エ어로ゾルは、反応槽内温度 $230\sim 270^\circ C$ で酸液表面 $1m^3$ 当り $60Nm^3/h$ の空気量により H_2SO_4/hr 当り $0.2\sim 0.4$ モルが発生する。

約 0.3 モルの硫酸エ어로ゾルと共に反応槽からは 1 時間当りペーパ及び飛沫の形態として 40 モルの硫酸が放出される。

硫酸エ어로ゾル及び飛沫の完全除去は一般的に用いられている技術を改造することで解決できる。例えば凝縮によるオフガス流量の減少及びラシヒリング塔内でのスクラビングがある。

オフガス処理ラインのデミスター内ではオフガス線速は $0.14m/S$ から $0.06m/S$ 及びガス温度は 250 から $60^\circ C$ までに落ちる。

エ어로ゾルの除去のための付加設備として酸分離用のスクラビングカラムが取り付けられている。これらオフガス処理ラインによって硫酸エ어로ゾルを約 98% 除去するこ

とができる。

(2) 酸分離

NO_x , SO_2 , HCl , H_2SO_4 の分離用スクラビングカラムの分離能力は、ガス残留時間、ガス温度に依存すると共に、硝酸の分解及び塩酸と硫酸の酸性度に依存する。

以下に酸分離の概要を示す。

- ① 2基のラシヒリング塔は各々長さ1.5mでNo.1ラシヒリング塔でのガス線速は約0.11m/S, No.2ラシヒリング塔では約0.05m/Sとなる。凝縮器での吸収量の酸性度はNo.1ラシヒリング塔で8モル/ℓ, No.2ラシヒリング塔で2.5モル/ℓとなる。酸化に必要な酸素は過酸化水素水及び空気で供給される。
- ② オフガス中の塩素が5%を超えると吸収液中に含まれている塩酸に対して化学当量以上の過酸化水素水を添加することが必要となる。
- ③ スクラビング吸収液の全酸濃度が7モル/ℓでNo.2カラム内へ室温硝酸及び塩化水素を放出する。又硫酸はNo.1カラムで2モル/ℓ以上に濃縮する。

(3) 酸回収

オフガス吸収液の硫酸、硝酸は2段階の酸精留によって硫酸(85%),硝酸(55%)が得られる。

第一段精留：硫酸精留の対象液は、凝縮器（酸性度10モル/ℓ, 90%硫酸）からの硫酸, No.1スクラビング塔（全酸濃度8モル/ℓ, 70%硫酸, 25%硝酸, 5%塩酸）からの混酸で、精留する前に酸液は約100℃に予備加熱するものがある。

上記酸液を混合調整した際に発生するHClガスの発生量は0.01%以下である。

第二精留：硝酸精留は精留塔内でストリップング操作と120℃での精留温度によって行われる。

6) 酸消化残渣分離

廃棄物の酸消化処理後に発生する残渣は反応槽内に蓄積し、この残渣中には供給された廃棄物に含まれている殆どプルトニウムが残留している。残渣と硫酸の分離は3バールの加圧でポリプロピレン製の10μmメッシュサイズで作られたフィルターを用いて行う。1.5ℓの硫酸中には200gの残渣が含まれ、10分以内で固液分離が行われる。

ポリプロピレン製のフィルターは60回使用される。

7) 操作手順及び操作時間

(1) 廃棄物の破碎

あらかじめ破碎された廃棄物の選別バッグは約10kgで3～4の選別バッグには合計で100gのプルトニウムが含有しており、受入ボックス内を経て、切断粉碎器に投入する。

廃棄物は切断粉碎器で微破碎され、各1.5kgのパッケージ内に満たされる。

—— 操作時間：1時間 ——

(2) 酸消化

1.5kgパッケージの破碎廃棄物は供給ホッパーに手操作により送られる。

廃棄物はホッパーからスラリー混合槽に送られ4ℓの硫酸と攪拌しスラリー状とする。スラリーはスラリーポンプで反応槽内に供給され、同時に硝酸が供給される。1時間後スラリーは完全に酸消化され、新たな廃棄物パッケージは硫酸と混合され再びスラリーが反応槽に供給される。 —— 操作時間：10時間（10kgの酸消化） ——

(3) 酸化プルトニウムから硫酸プルトニウムへの転換

酸消化終了後、反応槽を硝酸の供給なしで250℃で10時間保持する。しかし、この間反応槽へは0.3Nm³/hで空気を供給する。

この状態により反応槽の酸化プルトニウムは硫酸プルトニウムとなる。その後、反応槽をプロアパイプより空気を供給し約4時間冷却する。

反応槽内の硫酸が30℃になった時点で全硫酸を固液分離ボックスの平板槽に移送する。

この操作は反応槽と平板槽間にあるバルブを解放することによって行われる。反応槽へは次の運転準備のために、10ℓの硫酸を再び供給する。（供給硫酸は酸精留による回収硫酸及び酸消化残渣からのろ過硫酸を用いる。）

—— 操作時間：15時間 ——

(4) 残渣分離

固液分離ボックス内の平板槽に送られた残渣は、残渣と硫酸に分離する。この平板槽は分割できるバスケットが組込まれており、バスケット内には隔膜フィルター（ポリプロピレン製、10μm）が取付けられている。隔膜フィルターが閉そくした場合は、3バールの圧縮空気を加える。固液分離終了後は、バスケット内の残渣（ケーキ状）は搬出ボックスに連結した移送台車によりプルトニウム回収ボックスまで移送される。 —— 操作時間：3時間 ——

II. プルトニウム回収設備概要

1) プルトニウム分離

ユーロケミックでは溶液中からのプルトニウム分離方法として各抽出剤による試験を行った結果、最終的にJMT*とオクタノール、ケロセンを選定した。

プルトニウム回収工程の詳細は図-46に示す通りで、抽出後半のプルトニウムは1モ

* JMT：トリアルキル、メチルアミン、 $R' + R' + R' = 17 \sim 23$ 炭素原子量

ルのしゅう酸を加え、20～40分以上の段階でしゅう酸濃度が 0.07 ± 0.02 モルに達するとしゅう酸塩として沈でんする。沈でん後、スラリーをろ過し残渣を2モル硝酸内に 0.05 モルしゅう酸を加えて洗浄する。

ウェットの六水塩しゅう酸プルトニウムは最初 $100 \sim 120^\circ\text{C}$ で乾燥し、温度を徐々に 800°C まで上昇させる。この仮焼操作により六水塩しゅう酸プルトニウムは酸化プルトニウムに転換する。

図-47にプルトニウム回収ユニット機能ダイヤグラムを示す。

2) プルトニウム回収プロセスユニット

プルトニウム回収プロセスユニットの主要機器はバッチ抽出器、浸出槽、沈澱槽等があり、浸出槽と沈澱槽には水冷ジャケットが取り付けられている。又、酸消化残渣浸出後の不溶性残渣、分離用のろ過器およびしゅう酸プルトニウム沈澱物の分離を行うろ過器並びにしゅう酸プルトニウム沈澱物を仮焼する仮焼炉を有している。その他として浸出槽、バッチ抽出器、沈澱槽に各試薬を供給する試薬槽を有している。

プロセスはコードNo.100から700までの7基のグローブボックス内に設置されている。これらグローブボックスはU字型に並べられており、各グローブボックスは互いに連結している。装置は7基のグローブボックス内に分割され十分な操作が可能となるようにグローブボックス中央に集約している。

グローブボックスNo.100は受入ボックスである。このボックスへは酸消化処理毎に酸消化残渣が特殊コンテナに収納されワゴンで移送されている。

特殊コンテナは西独カールスルーエ原子力研究所で設計されたもので受入ボックスの下部の気密蓋に連結するようになっている。

グローブボックス内からは気密蓋を開けることによってコンテナ内へアクセスすることが出来るようになっている。

酸消化残渣をグローブボックス内に搬出後、残渣中のプルトニウム含有量を決定するためパッシブガンマ線法による非破碎測定を行う。この測定は核物質の計量管理上極めて重要なものであり、受入プルトニウム量が 200g を超えないように管理している。

測定後の残渣はグローブボックス200へ移送される。このグローブボックス内には2基の浸出装置が設置され2基の浸出槽は断続的あるいは同時の運転が行われる。浸出後、残渣は固液分離され残渣とろ過液に分離される。

グローブボックスNo.300ではプルトニウム回収ユニットの各槽からサンプリングを行い、サンプル中の核物質量を測定する。

グローブボックスNo.400は抽出ボックスである。このボックスには 20 l のバッチ抽出器及び4基の槽が据付けられている。抽出器からの抽出液はグローブボックスNo.500のジャケット付沈澱槽に移送される。このグローブボックスは同様にしゅう酸プルトニウ

ムのろ過を行うろ過器を有しており、ろ過水は液体廃液用貯槽(100ℓ)に移送される。

この廃液はユーロケミックの別建屋の廃液処理設備へ、特別に設計された輸送コンテナで運送される。

しょう酸プルトニウムから酸化プルトニウムの転換はグローブボックスNo.600のマッフル炉内で仮焼することによって行われる。

グローブボックスNo.700では酸化プルトニウムの計量及び分析のためのサンプリングが行われる。

プルトニウム回収設備はバッチ方式で運転され、2バッチ/週である。プルトニウムの回収量は300～400g/週である。

(1986年の時点で800kgの廃棄物を処理し、約6.3kgのプルトニウムを回収している。)

— 参考 —

図-48：グローブボックスNo.200内装設備概略図

図-49：グローブボックスNo.400内装設備概略図

図-50：グローブボックスNo.500内装設備概略図

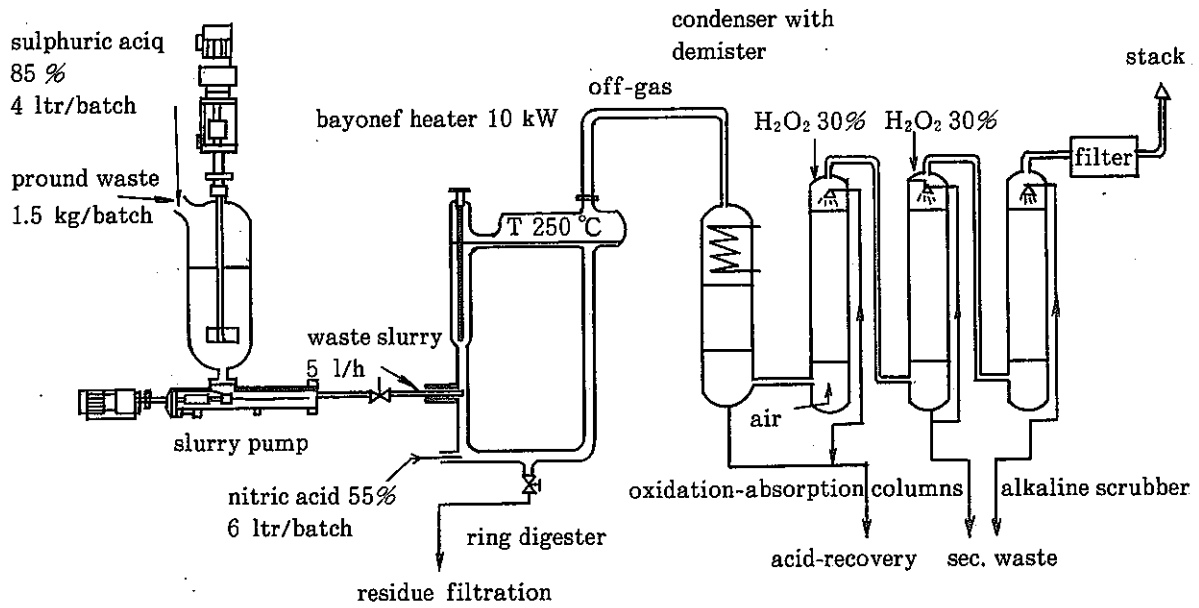


图-43 Plant ALONA flowsheet

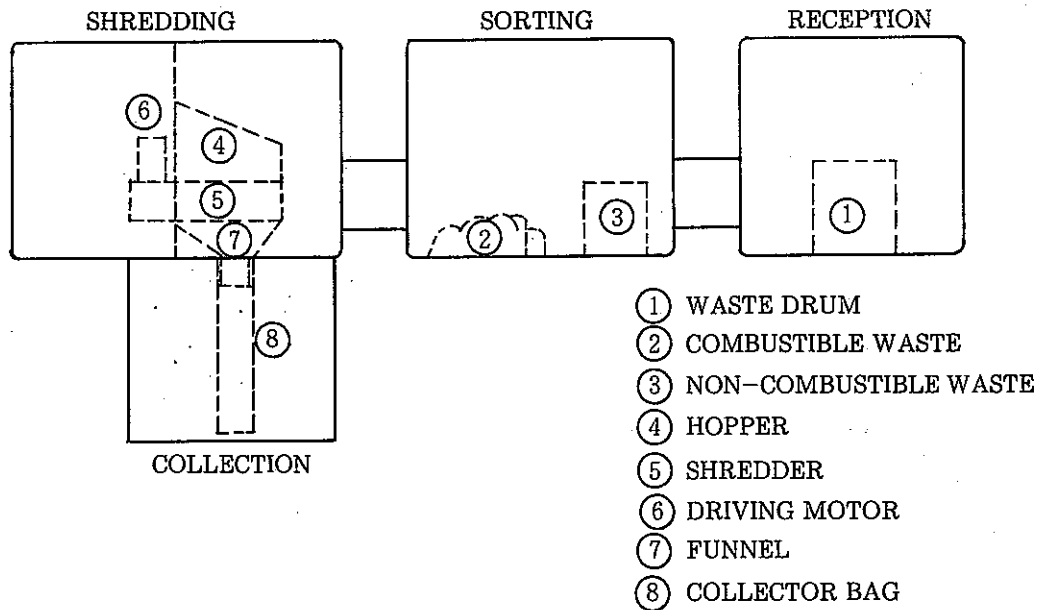
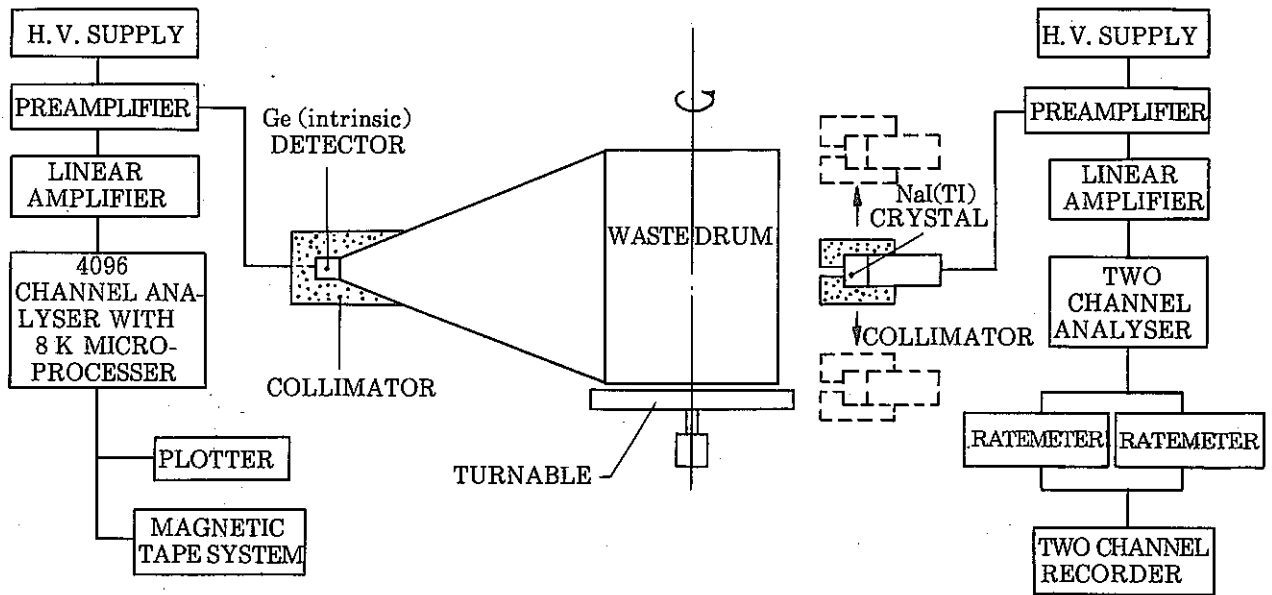
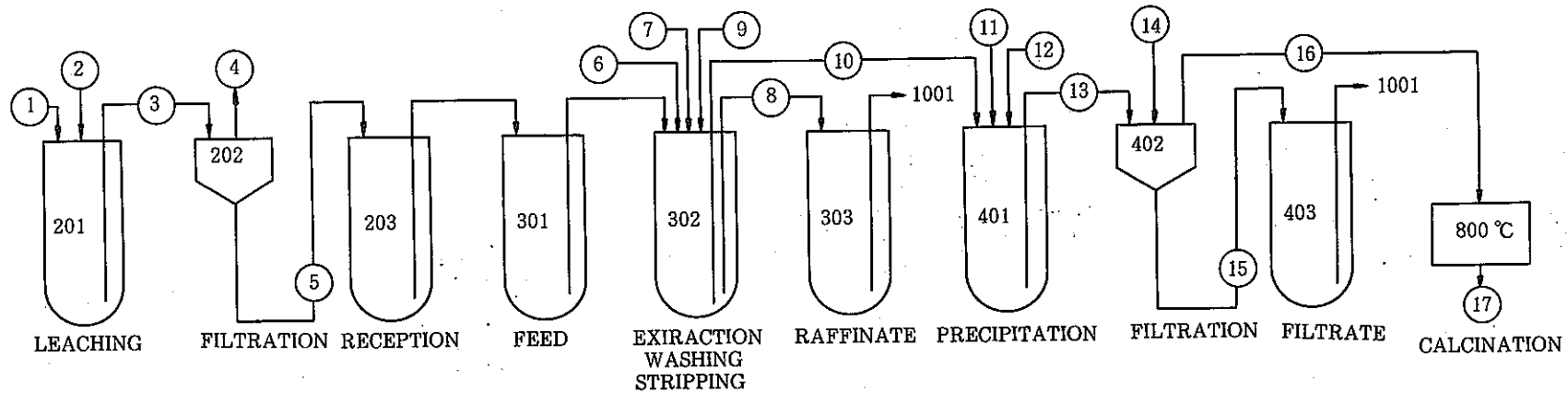


图-44 SCHEMATIC OF THE ALPHA-WASTE PRETREATMENT FACILITY



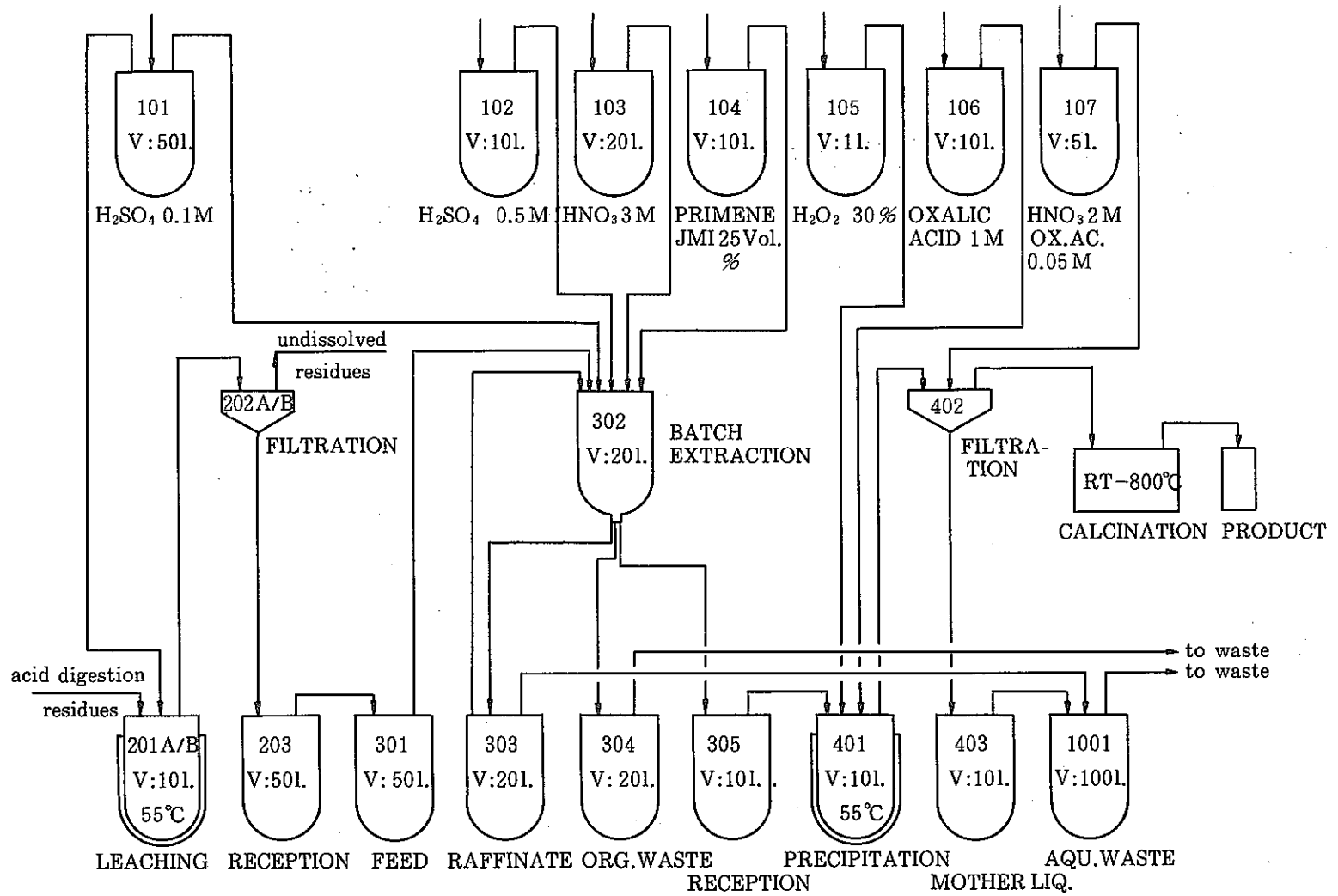
☒-45 PASSIVE GAMMA RAY MONITORING SYSTEM FOR THE ASSAY OF PLUTONIUM IN ALPHA WASTES



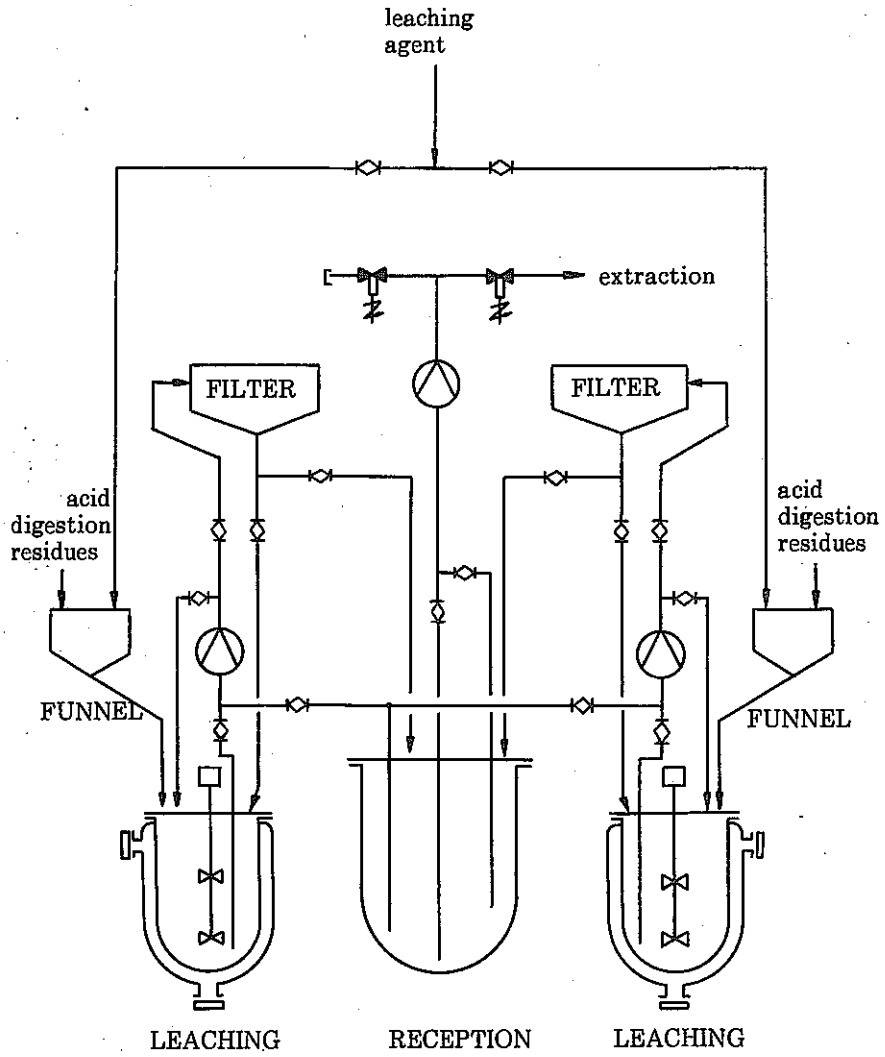
	Wet Residue	Leachant	Slurry	Unassoiived Residue	Product Solution	Extractant	Washing Solution	Raffinate	Stripping Solution	Product Solution	Adjustment Pu _{IV}	Precipitating Agent	Slurry	Washing Solution	Filtrate	Filter cake	PuO ₂ -Product
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
kg/week	6			0.60												0.55	0.36
17week	3.9	80	80		80	27	8	88	12	12	0.3	3.8	16.1	2	18		
SO ₄	70%	0.1M	0.6M		0.6M		0.5M	0.5M		0.6M			0.45M		0.4M		
NO ₃ ⁻							0.6M	0.2M	3M	1.8M			1.3M	2M	1.4M		
H ⁺		0.2N	1.0N		1.0N			1.2N		3.0N			2.4N		2.2N		
Organics	2 %		1.5g/l	0.12kg													
Inorganics	28%		21g/l	0.48kg	15g/l												
Pu	320g		4g/l	<5g	4g/l			0.01g/l		26.6g/l			19.8g/l		0.12g/l		
α Pu	48Ci		0.6Ci/l		0.6Ci/l			2mCi/l		4Ci/l			3Ci/l		18mCi/l		
Am ²⁴¹	6.5g		80mg/l		80mg/l			73mg/l									
α Am ²⁴¹	20Ci		0.25Ci/l		0.25Ci/l			0.23Ci/l									
H ₂ O ₂											30%						
Primene						25%Vol											
Octanol						15%Vol											
Kerosene						60%Vol											
NaOH																	
H ₃ C ₃ O ₄												1M	0.07M	0.05M	0.07M		

图-46 BASIC CHEMICAL FLOWSHEET OF THE PRUOSOLVEX-II PROCESS*

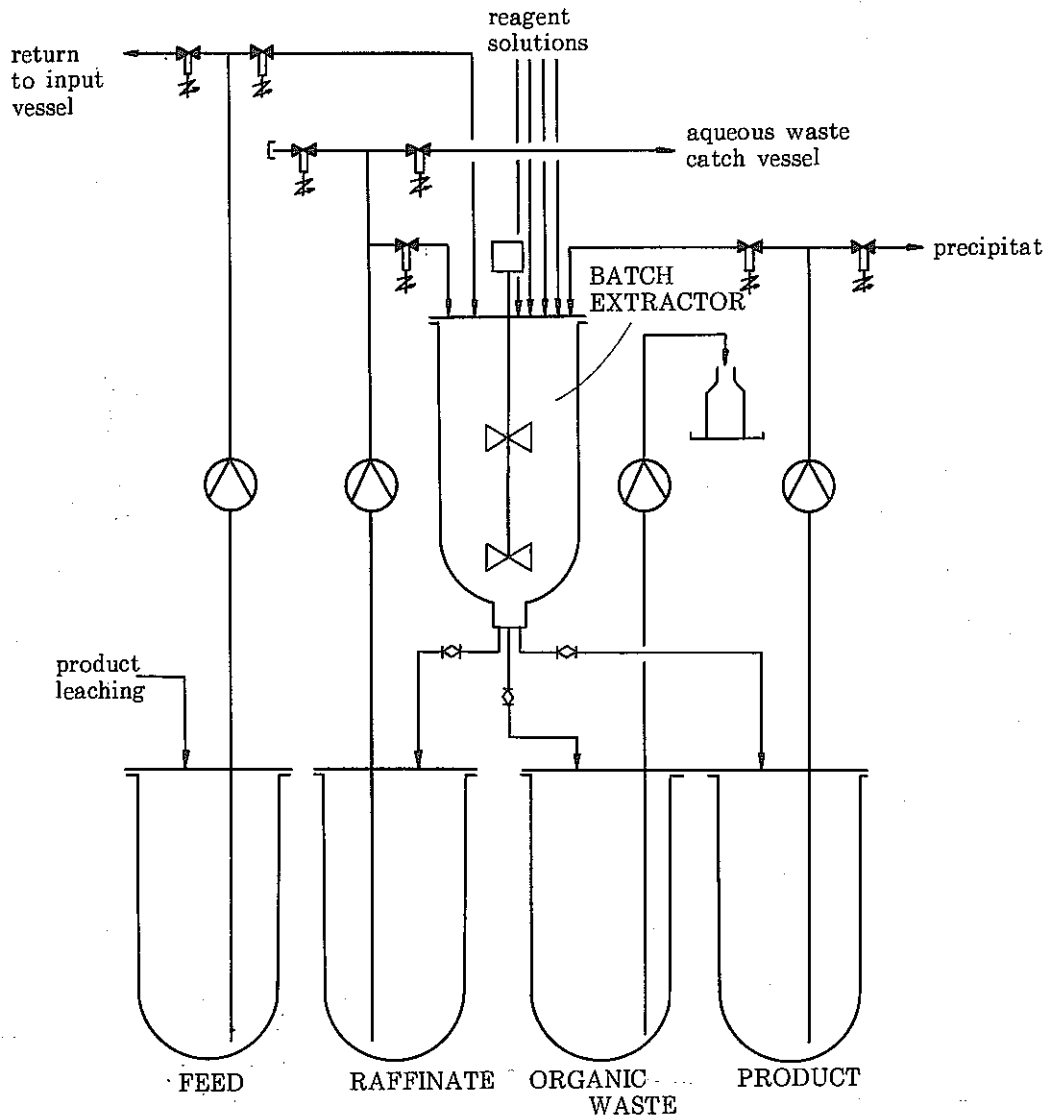
* (Plutonium Recovery by Solvent extraction, Variant II=Oxalate precipitation)



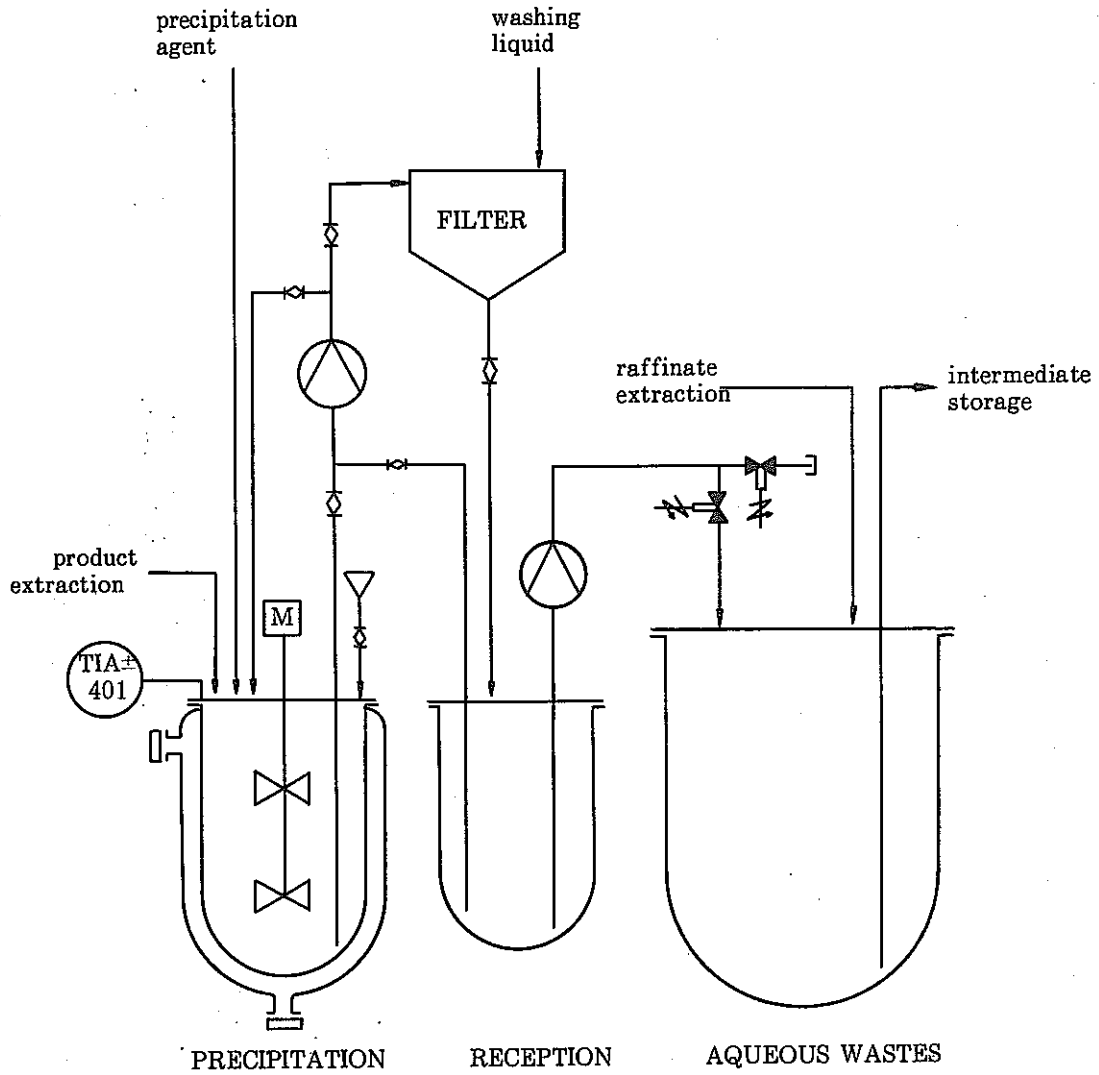
☒-47 FUNCTIONAL DIAGRAM OF THE PLUTONIUM RECOVERY PROCESS UNIT



☒-48 SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 200



☒-49 SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 400



☒-50 SCHEMATIC OF THE PROCESS EQUIPMENT IN GLOVE BOX 500

7.2 北欧におけるビチューメン固化処理設備及びビチューメン固化体等の処分

7.2.1 ビチューメン固化処理設備

北欧諸国ではビチューメンは1960年以降、放射性廃棄物の固化として使用された。

最初のビチューメン固化プラントは研究施設からの蒸発乾燥濃縮液の処理用として Risø National Laboratoryに設置された。

原子力施設としてのビチューメン固化、プラントはBarsebäck, Forsmark, Olkiluoto, BWRsに設置された。

他の北欧原子力施設ではセメント固化を行っており、原子力施設の一つであるLoviisa はまだ固化処理プロセスの選定を行っていない。

小規模のビチューメン固化処理施設がノルウェーのIFE, Kjellerに設置された。

1) 廃棄物のビチューメン固化

北欧諸国では、ビチューメン固化はウェット廃棄物であるイオン交換樹脂、沈澱物あるいは蒸発乾燥からのスラッジ、フィルターのための固化として使用されている。BWR 型原子炉はイオン交換樹脂、フィルターでウェット廃棄物がほとんどある。とはいえ、BWRsも同様に蒸発乾燥器が装備されているがめったに使用はされていない。

BWR からのウェット廃棄物の代表的な *年間発生物として、2～5トンのビーズ樹脂、5～15トンのパウダー樹脂（フィルターが含まれる）。この数値は乾燥重量として与えられたものである。

ビーズ樹脂は、原子炉内の廃水処理システム内で冷却水系のクリーンアップシステムとして使用されているものである。

パウダー樹脂は、使用済燃料プール用のクリーンアップシステムでシステム内の凝結クリーンアップシステム及び廃水処理システムとして使用されるフィルターである。原子炉冷却水及び使用済み燃料プールのクリーンアップシステムからの廃棄物で最も高い放射線量の代表例としては1～5 T Bq/m²、最も重要な放射性核種としてはγスペクトロメトリで測定されたCo-60, Zn-65, Cs-134, Cs-137 である。この合計量はセシウムと燃料の崩壊で生成する他の核分裂生成物である。

蒸発乾燥濃縮液のビチューメン固化はRisøにより研究確立された。そのビチューメン固化体は無機物と有機物スラッジが塩と共に溶解したものが含まれる。その放射線量は通常、非常に低く1GBq/ドラムあるいはそれ以下である。

2) 北欧のビチューメン固化処理施設

表-25に北欧におけるビチューメン固化処理施設のいくつかの基礎データを示す。

* 参考文献“LONG-TERM PROPERTIES OF BITUMINIZED WASTE PRODUCTS” SUMMARY REPORT OF THE NORDIC AVF-2 PROJECT, OCTOBER 1985 Technical Research Centre of Finland.

(1) Risø (デンマーク)

Risøにおいて開発したビチューメン固化処理施設のポットエバポレータタイプを図-51に示す。初めの蒸発濃縮の1回分のバッチでは約14~20%の固体濃度とpHを7より少し上げ(ストレージタンクから濃縮フィードタンクに供給する。重力によりこれらは電気加熱蒸発器に流れる。ここで1バッチ当り溶媒Mexphalte(ビチューメン)40/50が添加混合されビチューメンフィードタンクから処理が開始される。

濃縮操作は復水するために濃縮フィードタンクが空になるまで常時そのエバポレータ内の液レベルが保持されるようになっている。

蒸発乾燥温度は約105°Cになった時点で終了し、18時間続けられる。濃縮スプレーがストップした時点で最後の水が沸騰完了し、エバポレータ内のレベルが下がりその温度が約220°Cに上昇するには約3時間保持しなければならない。

このために、この生成部は非常に乾燥し有機物等の不純物は分解される。

生成物の通常成分は約40%の乾燥体で主として硫酸ナトリウムとスラッジ物質で無視できない量の塩化物である。

硝酸塩は非常に少量であるが濃縮し、少量であるが燃焼性の危険物である。

イオン交換樹脂が時々含まれるが、約10%以上になるまではいつでもエバポレータと作動することで濃縮が可能となっている。

1970年からこのプラントは特に重大な運転上のトラブルもなく、約80m³のビチューメン固化を行っている。

(2) Barsebäck (スウェーデン)

Barsebäckのビチューメン固化処理方法はフランスSGNによって建設された薄膜エバポレータタイプである。図-52にプロセスフローシートを示す。

ビチューメン固化される廃棄物はステンレススチールタンクに集められる。ビーズ樹脂はフィードタンクに供給する前に粗砕パウダーとなる。フィードタンク内にはあらかじめ約20wt%の乾燥体スラリーが入っており、硫酸ナトリウムと乳化剤を加える。

硫酸ナトリウムは、イオン交換樹脂を飽和し、エバポレータ内の樹脂を最少の熱分解で行う役割をするものである。

スラリーの乳化剤の添加はエバポレータ内のビチューメン/廃棄物粒子の混合均一化を向上させるものである。

薄膜エバポレータはLUMA210(図-53)と呼ばれるもので、約220°Cの回転熱流動体により加熱するようになっている。

ビチューメン(Mexphalte 40/50)とスラリーは薄膜エバポレータの頭部より連続的に供給される。これらは混合、薄膜に形成され水分は蒸発乾燥する。エバポレータ下部からの混合流体は約45kg/hの速度での220ℓドラムに収納されビチューメン/廃棄物比は

約75/25である。

蒸発乾燥比の効果はビチューメン廃棄物中の水分量と同様に膜の厚さ、エバポレータ内の温度、残留時間に依存する。

規定の残留時間は数分で温度は130°C～180°Cである。試験では水分、廃棄物中の樹脂含有量の測定を行う計画である。1975年～1984年の間における固化処理量は約5,000ドラムである。

(3) Olkiluoto (フィンランド)

ビチューメン固化処理プラントの設計はAsea-Atomによって行われ、Olkiluotoに設置された。プロセスのフローシートを図-54に示す。

システムの主要部分は惑星歯車式スクリュウ攪拌器付きのコニカルエバポレータドライヤーそして蒸気と同様の攪拌器付きのコニカルミキサーである。両者のドライヤーミキサーには上記加熱が行われる。エバポレータ/ドライヤーに供給される前に廃棄物は約20wt%乾燥体にされる。ビーズ樹脂は粉碎及び化学前処理は行わない。

エバポレータ/ドライヤー内の廃棄物は約16時間で、この時間内で樹脂は確実な熱分解と水分の蒸発乾燥が行われる。

ドライヤーの加熱表面温度は150°Cイオン交換樹脂の最終到達温度は約130°Cである。この温度はアニオン樹脂の実質的な分解を生じさせるものである。(アミンの放出)しかし、カチオン樹脂は分解しない。

ドライパウダーがミキサーに供給されビチューメンとの混合が行われる。1ドラムバッチは1回の操作で混合される。

混合物は220ℓドラムへ供給される。廃棄物へのビチューメン比はかなりの範囲内の幅で可能となっている。

通常の混合は約50/50である。1979年～1984年の間における固化処理量は2,000ドラムである。

(4) Forsmark (スウェーデン)

Olkiluotoと同様のシステムであるForsmark3が設置された。Forsmark1と2のビチューメン固化処理システムは、どちらもベルギー、ベルゴニュークリアから引渡されたものであるが、わずかな点で違っている。プロセスのフローシートを図-55に示す。構成は廃棄物供給システム、ロータリードラムドライヤーとミキシングベッセルである。樹脂スラッジは10～20wt%の乾燥物質としてロータリードライヤーに供給される。

ビーズ樹脂は乾燥工程前に粉碎される。ドライヤー内で約30分後、生成物は削り取られミキサーに供給される。

ドラムドライヤー表面の温度は約160°Cである。樹脂の温度は約80°Cには達していない。乾燥樹脂とビチューメンはミキサーで混合される。ビチューメンの適切量はミキ

サー内に投入され1ドラムとして計量される。又、イオン交換樹脂はドライヤーから連続的に供給される。

供給は1ドラムに十分な廃棄物/ビチューメン混合物が充てんされた時点で停止される。

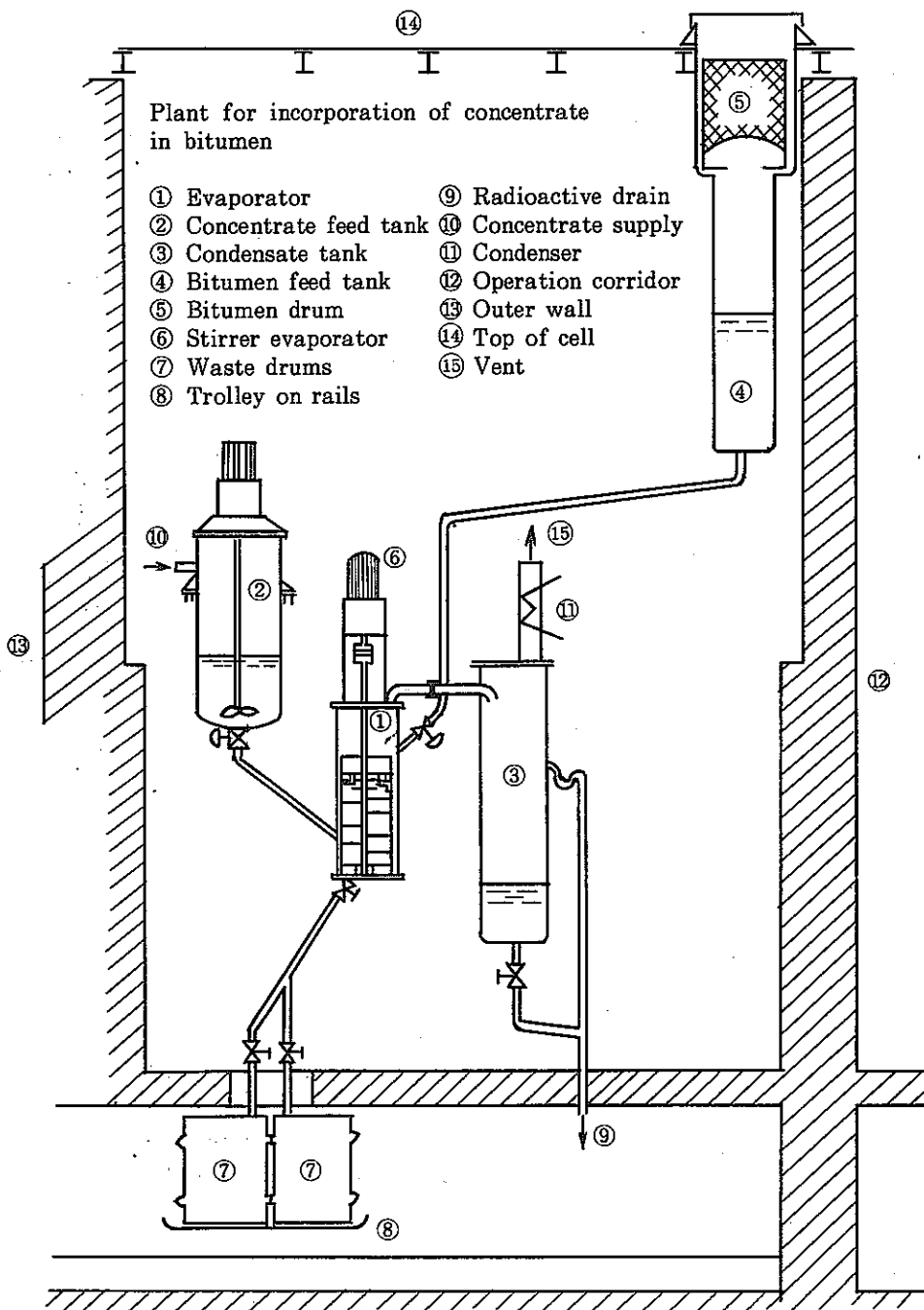
ミキサー内でのビチューメンへの廃棄物比は約50/50である。このプロセスもまた乾燥はアニオン樹脂の分解を導くものであるがプロセス時間は OikiluotoとForsmarkよりも短く分解も極く一部分である。

廃棄物中の含水量はパウダー樹脂で5～10%として測定されている。

1984年までの固化処理量は約1,200ドラムとなっている。

表-25 北欧におけるビチューメン固化処理施設

	ビチューメン 固化処理 プロセス	廃棄物前処理			ビチューメン混合			トータル 処理量 (1984年12月)
		処 理	温 度	時 間	廃棄物/ビチューメン	温 度	時 間	
<u>イオン交換樹脂</u>								
Barseback (スウェーデン)	連続方式	ビーズ樹脂の粉 砕 硫酸ナトリウム の添加	—	—	25/75	140℃	数分	960m ³
Forsmark1&2 (スウェーデン)	バッチ方式	ビーズ樹脂の粉 砕 乾 燥	130℃	数分	50/50	130℃	～1h	220m ³
Forsmark3 (スウェーデン)	バッチ方式	Olkiluoto と同 じ						
Olkiluoto TVO I & II (フィンランド)	バッチ方式	乾 燥	140℃	～16h	50/50	140℃	～15分	390m ³
<u>蒸発濃縮液</u>								
Risø (デンマーク)	バッチ方式	—	—	—	40/60	I 105℃ II 220℃	18h 3h	80m ³



☒-51 Bituminization facility at the NRL Risφ/7/.

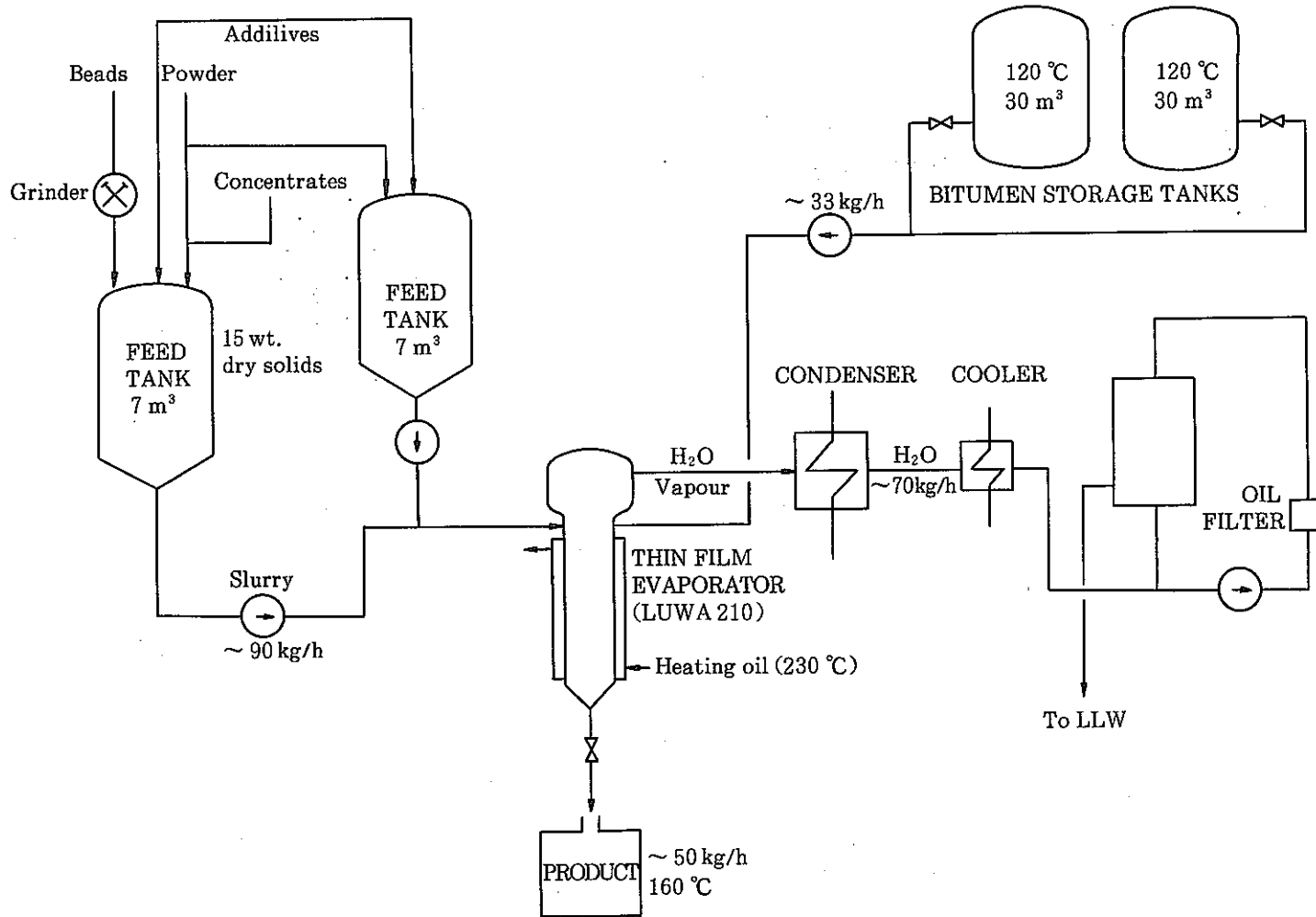
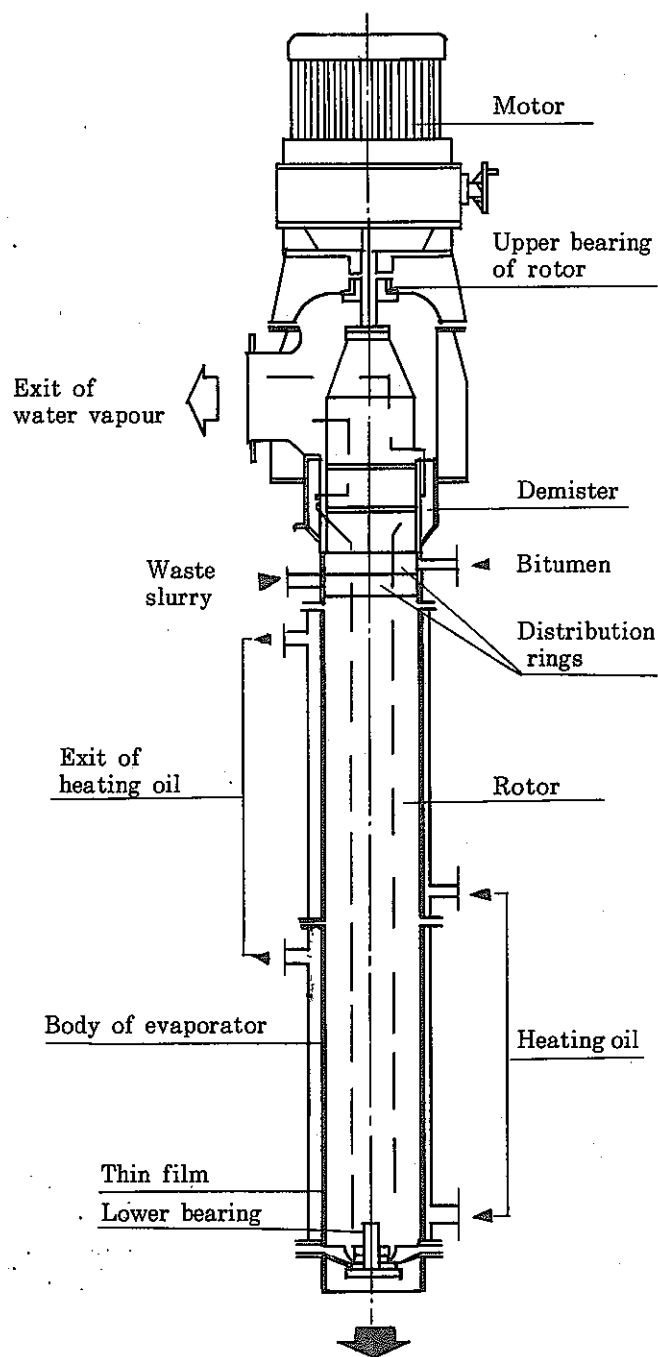
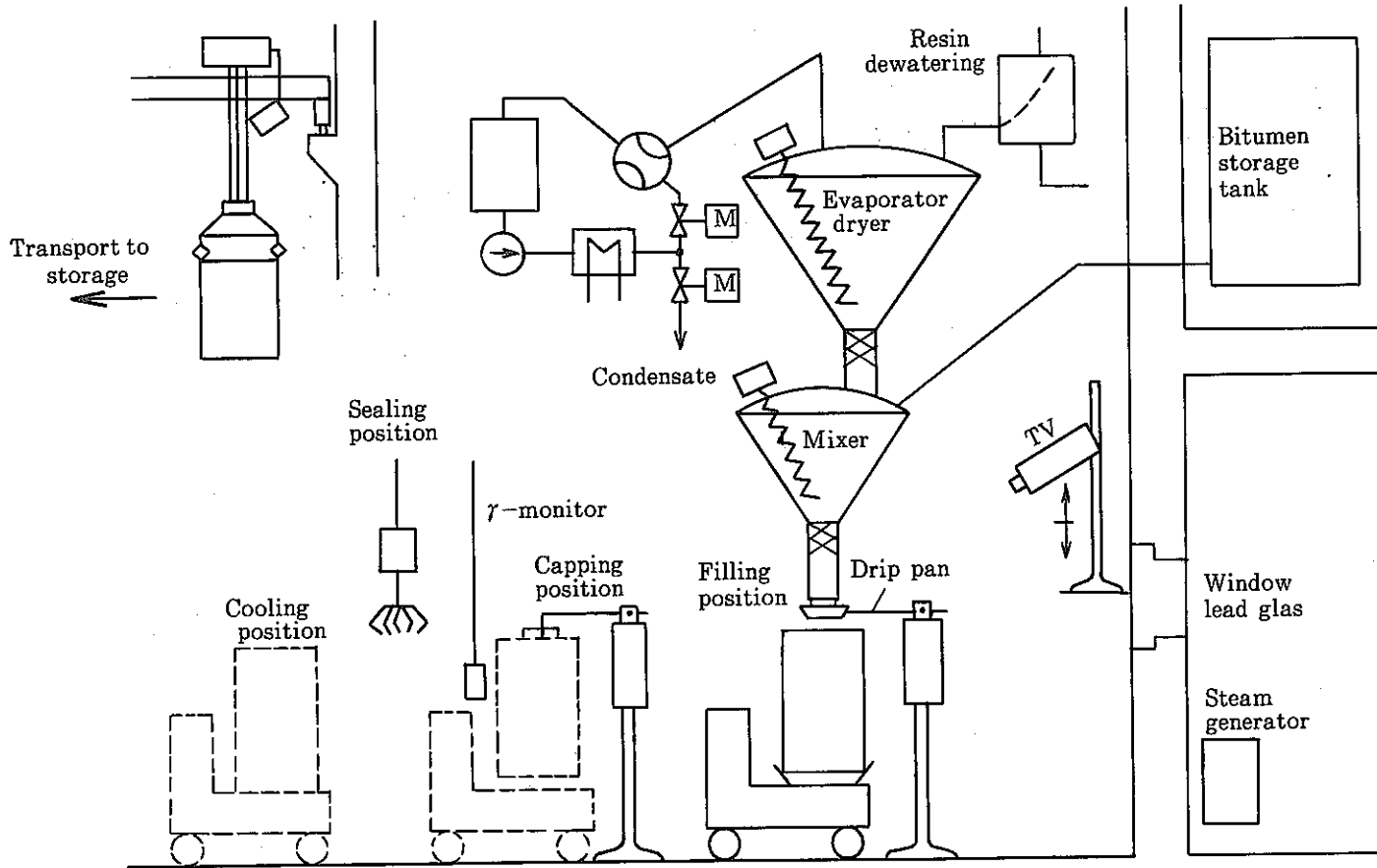


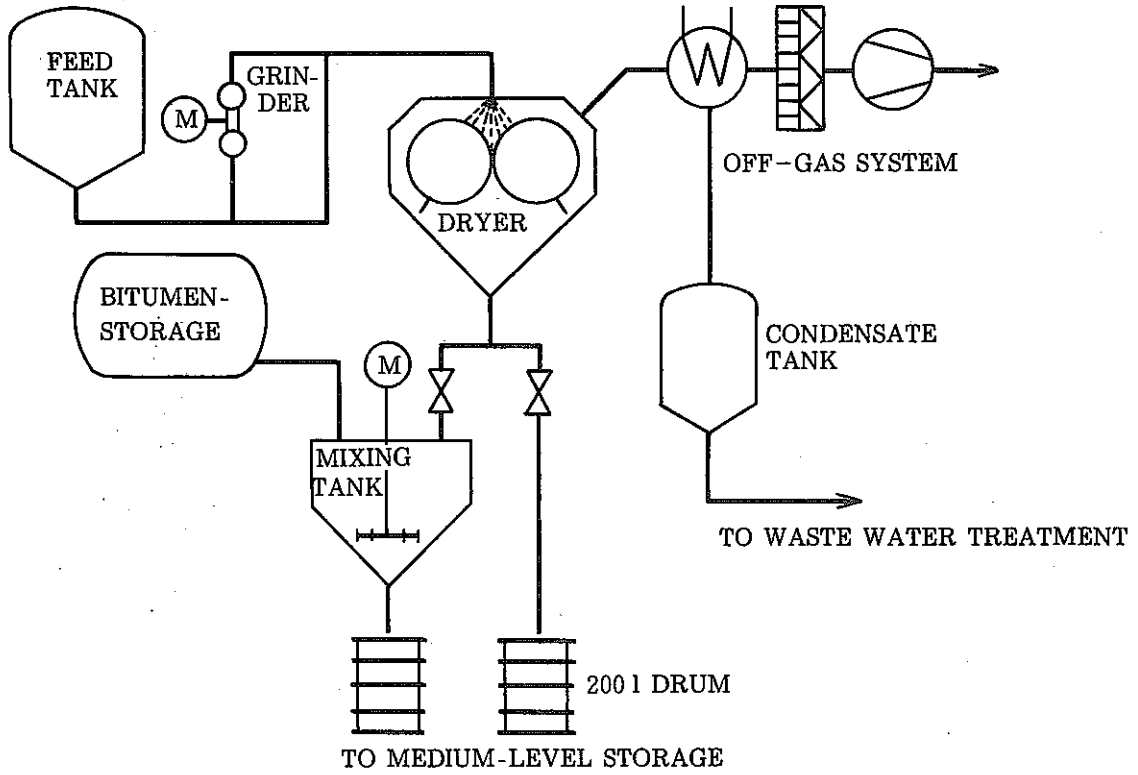
图-52 Flowsheet of the bituminization system at the Barseback nuclear power station.



☒-53 LUWA thin film evaporator. (Barse bäck)



☒-54 Bitumization system at Olkiluoto.



☒-55 Bituminization system at Forsmark 1 and 2.

7.2.2 ビチューメン固化体等の処分

北欧諸国において、原子力施設から発生する廃棄物の固化として、ビチューメンによる固化処理を実施している。

処分施設は現場、建設中のものあるいはフィンランド、スウェーデンでこれら廃棄物用施設の計画を開始している。

デンマークでは種々の概念について処分施設の設計を行っている。最終処分の安全に関するすべての概念は多重バリアの原理が基本であり、水と溶解放射性核種は人間環境に放出する前にいくつかのバリアーを通過しなければならないという考えに基づくものである。種々のバリアー概念は処分システム全体の安全解析が基本となっている。

1) スウェーデン (SFR)における原子力廃棄物の最終貯蔵スウェーデンでは原子力廃棄物用の最終貯蔵としてSFR と呼ばれる最終貯蔵場をバルチック海海岸のForsmark原子力施設の近くに建設中である。

SFR は海岸から約1,000mの海底下を掘ったもので、結晶岩石中のいくつかの岩洞窟を利用している。

参考文献 “LONG-TERM PROPERTIES OF BITUMINIZED WASTE PRODUCTS” SUMMARY REPORT OF THE NORDIC AVF-2, PROJECT, OCTOBER, 1985.

その洞窟の頂部と海底下の岩はすくなくとも50m はあるとされている。

図-56にサイロ貯蔵内でのビチューメン固化体廃棄物の設置状態を示す。そのサイロ貯蔵所は岩洞窟の形態で設計されており高さ 60m、直径 30mでスリッパフォーム方法を使用することで高さ50m のコンクリートサイロが建てられる。

そのコンクリートサイロは直径25m で内部壁がほどこされている。これらの壁は2.5m幅の正方形シャフトでサイロに入るように分割されている。コンクリートサイロは砂の土台とベントナイトの上に建てられており壁と岩の空間はベントナイトで充てんされる。廃棄物収納容器はシャフト内に配置された後、コンクリートグラウトにより取り囲まれる。一度充てんされたサイロは砂とベントナイトの層でカバーされ、サイロの上部にコンクリートの蓋が降され圧縮される。バッファ上の空間は最後に安定させるために岩を充てんする。

サイロのコンクリート壁は処分作業で本来必要とされる建築要素である。閉鎖後、それらは放射性核種の放出に対してバリアーの役目も行うようになる。主要バリアーは粘土バッファであるが、拡散によって廃棄物を通過する水とイオンの移動をわずかにすることを保証するものである。

廃棄物収納後サイロは以下のような物質で取り囲まれる。

——— コンクリートグラウト

——— コンクリート壁

—— 砂, ベントナイト

水の移行シナリオは貯蔵場を密封した後, 水がサイロ内に浸出し, ついには廃棄物に到達するというものである。

Forsmarkの天然地下水状態と比較のためにOlkiluoto, Forsmark 天然地下水, バルチック海水成分を表-26に示す。

サイロ内の環境状態は地下水の化学的性質だけで決定されるものではない。又, 地下水と接触するコンクリートの特性も同様である。コンクリートはアルカリ物質であり, コンクリートの気孔内に水が浸入することにより高いPH値となる。

長時間内でPHは概算で約12.5となり, アルカリ水酸化物とフリーなCa(OH)₂の溶解によりコントロールすることができる。

2) フィンランド, Olkiluoto における最終貯蔵

Olkiluoto 最終貯蔵はUlkpää半島に位置しており, Olkiluoto 原子力プラントのサイト内にある。貯蔵場のレイアウトを図-75(a)に示す。

廃棄物収納容器は50~100m深さの岩盤に掘られた円筒形の洞窟に設置される。

図-75(b)にビチューメン固化体廃棄物の収納洞窟を示す。

廃棄物ドラムは直径 19m, 高さ 27mの鉄筋コンクリートの円筒形サイロに積重ね据付けられる。ドラムを充てん後, ドラムの透き間はコンクリートにより充てんされる。

廃棄物の膨張に対して個々のドラム缶回りが適応するように特別な空間が設けられている。このようにコンクリートが廃棄物ドラム缶の膨張によって受ける応力損傷を避けるようにしなければならない。

3) デンマークにおける貯蔵場の可能性

デンマークでは岩塩内に廃棄物の最終処分場を作る可能性について研究を行っている。これについては高レベル廃棄物だけが考慮されているが, 原子力廃棄物用としてドイツが設計しおそらく建設したチャンパーに類似している。このような処分施設の廃棄物収納容器は通常乾燥環境内にさらされるがその後は閉鎖される。水の浸入でありそうもない事象は唯一, 塩水形態中の水が廃棄物に接触することである。この塩水溶液の成分は岩塩坑内に浸入するQ塩水に基づいて類似するように予想されている。

表-27にドイツの安全解析の報告を示す。飽和した塩化ナトリウムも同様の可能性を有するものである。

概念としては図-58に示すように強固でない地質構成, たとえば粘土や砂の中にコンクリート建造物を建設し, その内に処分場を作る研究についても行われている。これは更にまた北欧の原子力廃棄物の研究の参考設計の内の一つとして開発するものである。

この概念の特別な特徴は個々の廃棄物ユニット間にシーリング物質としてビチューメンを使用する計画で, ビチューメンの柔軟性を利用しクラックへ導かれる水を効果的に防止

するものである。このようなシステム内での水の浸入はこれによって非常に遅くなることが予想される。

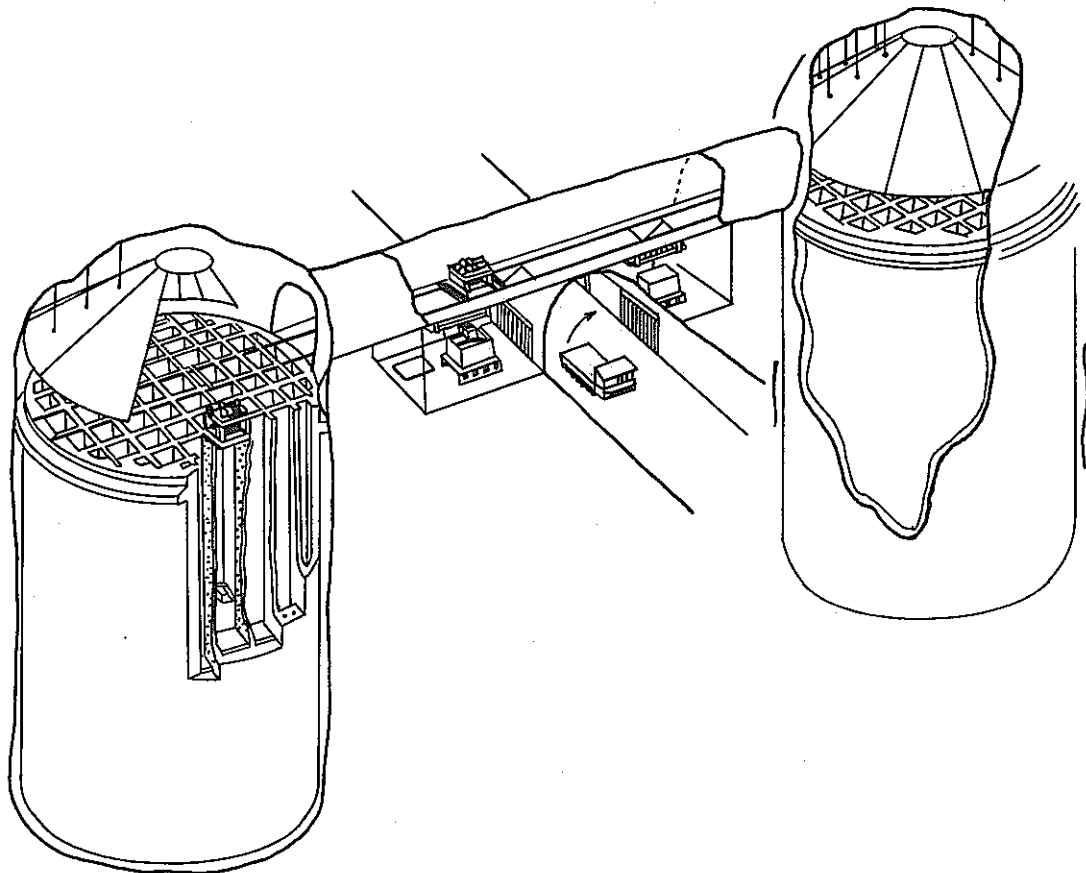
水の化学的性質はコンクリートとおそらく廃棄物によって左右される。

表-26 Groundwater compositions (average values) compared with the composition of water from the Baltic sea

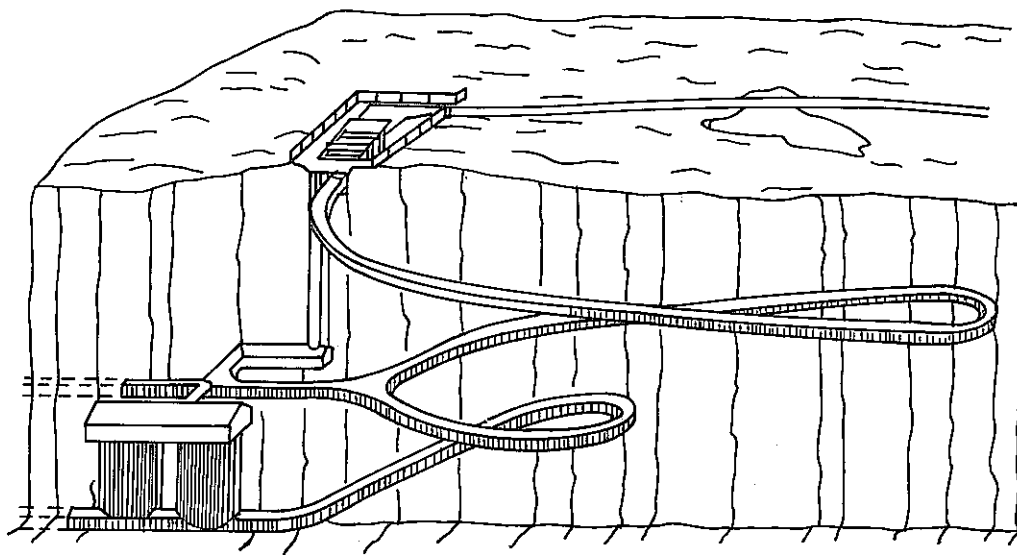
	Forsmark	Olkiluoto	Baltic sea
pH	7.4	8.2	8.2
Cond mS/m	800	110	800
HCO ₃ ⁻ mg/l	86	370	70
SO ₄ ²⁻ "	300	210	400
HPO ₄ ²⁻ "	<0.01	0.15	—
NO ₃ ²⁻ "	0.1	0.2	—
NO ₂ ⁻ "	0.01	0.04	—
Cl ⁻ "	3600	50	2860
F ⁻ "	—	0.1	—
Ca ²⁺ "	700	80	70
Mg ²⁺ "	180	50	180
K ⁺ "	10	20	50
Na ⁺ "	1400	80	1600
Fe _{tot} "	2	5	—
Mn ²⁺ "	2	1.3	—
SiO ₂ "	3	15	—

表-27 Composition of Q solution corresponding to equilibrium in the system: NaCl-KCl-MgCl₂-Na₂SO₄-H₂O

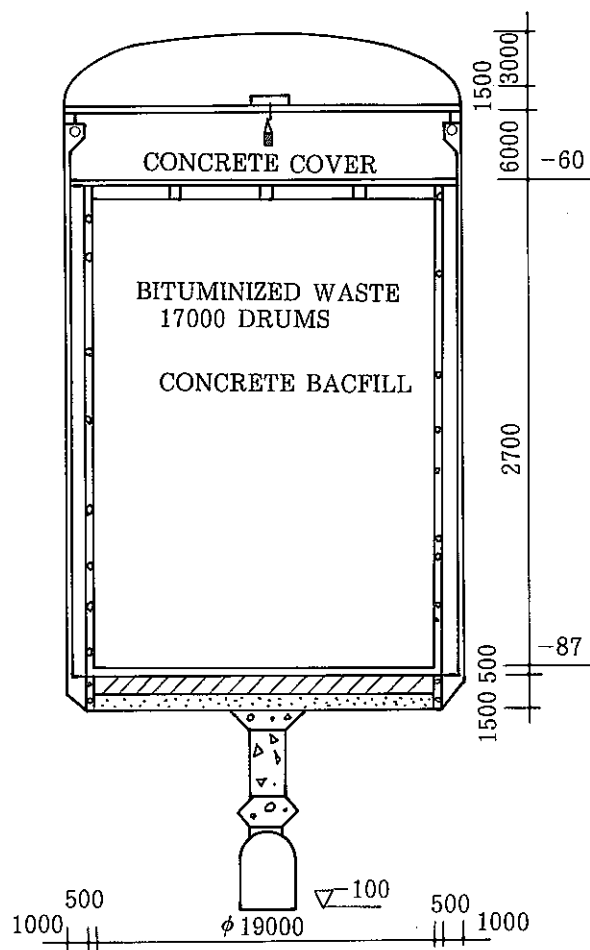
At temperature	Mole/1000 mole H ₂ O				Salt conc. Mole/kg
	NaCl	KCl	MgCl ₂	MgSO ₄	
25 °C	6.8	12.8	68.3	5.2	5.2
55 °C	6.8	17.4	77.3	3.2	5.8



☒-56 Remote handling of waste packages in the silo repository (SFR)

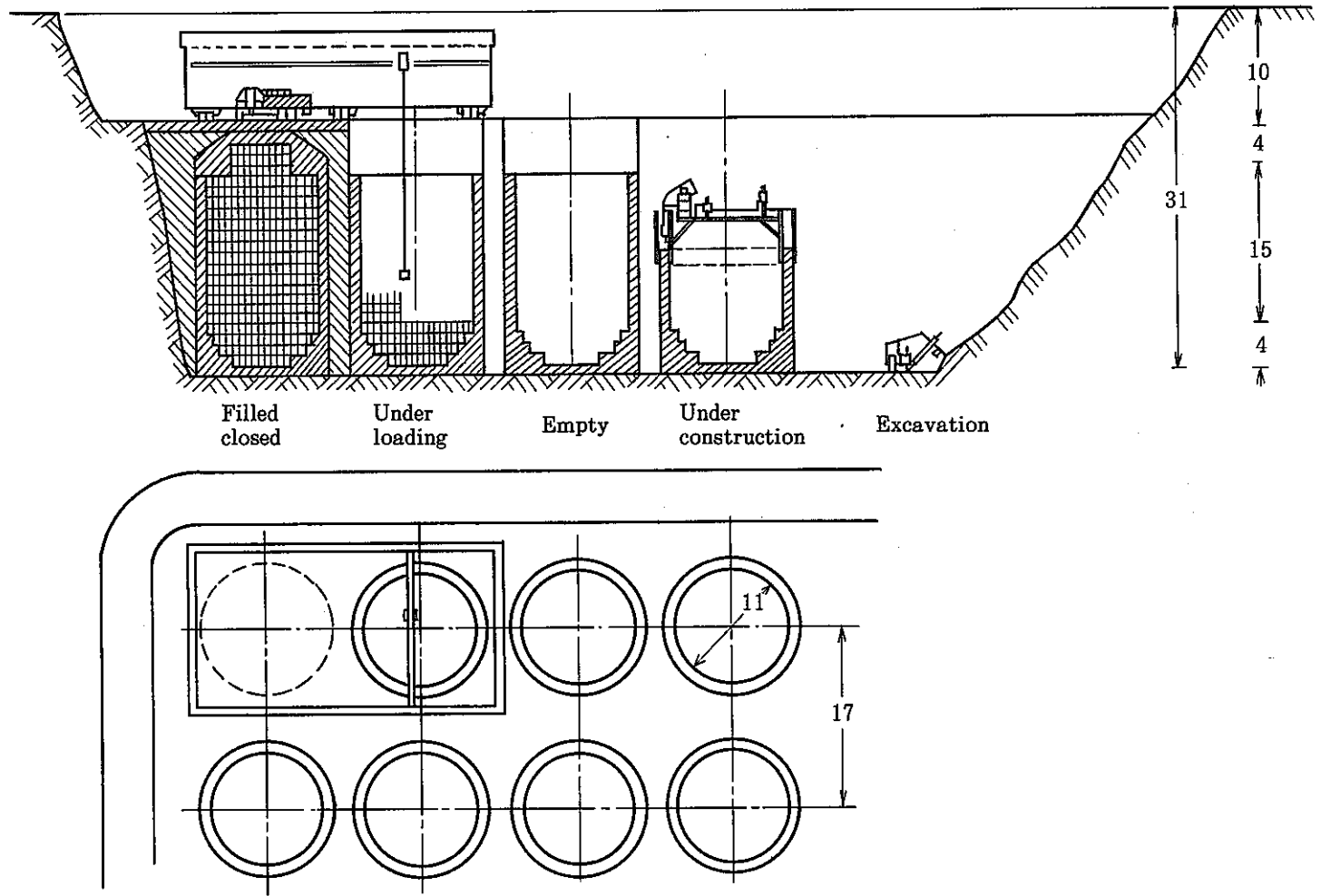


(a)



(b)

☒-57 The repository and silo for bituminized waste (TVO).



☒-58 Danish concept of cylindrical bunkers, 10m soil cover.

8. 研修を振り返って

ベルギー、モルでの1年間の研修を振り返ると、まさに「光陰矢のごとし」といった感じである。研修は処理プロセスの工程管理上におけるセメント固化処理設備及びビチューメン固化処理設備から生成される固化体の物性測定試験を中心に実施した。

研修期間中にベルギー国内の廃棄物処理実施体制の見直しにより、1989年3月1日からモル原子力研究所の廃棄物処理部が全て、ベルゴプロセスの廃棄物処理部へ統合されることとなった。

廃棄物処理部における技術開発は、廃棄物処理関係に予算の大半が占められている関係上、けっして華々しくはないが、長期間展望から考え出された研究が地味ではあるが着実に進められている印象を受けた。

研修では多くの指示、協力のもとに1年間を終えることが出来、非常に貴重な体験となった。

これらの体験、経験、得られた知識を今後の業務に反映して行きたい。最後に今回の研修に際して御協力を頂いた（本社）環境技術開発推進本部山本副本部長、核燃料施設計画部角田部長、（東海）環境技術開発部LTS 中西室長、宮田主査、環境施設部技術課稲田課長等及びモルでの関係者の方々に対し心から感謝の意を表したい。