

# Intégration d'une installation d'oxydation par voie humide

Autor(en): **Jeanmonod, Rémy / Krummenacher, Pierre**

Objektyp: **Article**

Zeitschrift: **Schweizer Ingenieur und Architekt**

Band (Jahr): **115 (1997)**

Heft 38

PDF erstellt am: **26.09.2024**

Persistenter Link: <https://doi.org/10.5169/seals-79307>

## **Nutzungsbedingungen**

Die ETH-Bibliothek ist Anbieterin der digitalisierten Zeitschriften. Sie besitzt keine Urheberrechte an den Inhalten der Zeitschriften. Die Rechte liegen in der Regel bei den Herausgebern.

Die auf der Plattform e-periodica veröffentlichten Dokumente stehen für nicht-kommerzielle Zwecke in Lehre und Forschung sowie für die private Nutzung frei zur Verfügung. Einzelne Dateien oder Ausdrucke aus diesem Angebot können zusammen mit diesen Nutzungsbedingungen und den korrekten Herkunftsbezeichnungen weitergegeben werden.

Das Veröffentlichen von Bildern in Print- und Online-Publikationen ist nur mit vorheriger Genehmigung der Rechteinhaber erlaubt. Die systematische Speicherung von Teilen des elektronischen Angebots auf anderen Servern bedarf ebenfalls des schriftlichen Einverständnisses der Rechteinhaber.

## **Haftungsausschluss**

Alle Angaben erfolgen ohne Gewähr für Vollständigkeit oder Richtigkeit. Es wird keine Haftung übernommen für Schäden durch die Verwendung von Informationen aus diesem Online-Angebot oder durch das Fehlen von Informationen. Dies gilt auch für Inhalte Dritter, die über dieses Angebot zugänglich sind.

	Heizleistung [kWh <sub>th</sub> ]	Energieverbrauch [MWh <sub>th</sub> /a]	spez. Energieverbrauch [kWh <sub>th</sub> /t Papier]
Theoretisches Minimum nach Pinch-Methode	7244	54 000	966
Sanierung ohne Einsparmassnahmen	8925	67 000	1190
Sanierung mit Einsparmassnahmen	7800	58 000	1040

3

Einsparungen potentiell und realisiert

Die Wärmerückgewinnung der feuchten Abluft (Luftsystem) wurde zwecks Erhöhung der Zuluftvorwärmung der Papiermaschine erweitert.

Mit diesen Massnahmen kann die Erwärmung der Maschinenzuluft (110 °C, rund 70 000 m<sup>3</sup>/h) vollständig durch Abwärmenutzung erfolgen, womit der Einsatz von zusätzlichem Netzdampf entfällt. Die benötigte Dampfleistung reduzierte sich um mehr als 1 MW<sub>th</sub>, wobei der spezifische Energieverbrauch um 150 kWh<sub>th</sub> auf 1040 kWh<sub>th</sub> pro Tonne Papier sank. Dies entsprach einer Einsparung von knapp 13%. Die Resultate des Projektes sind in Bild 4 dargestellt.

Einsparungen [%]	13
Betriebskosteneinsparung [Fr. p.a.]	332 000
Investitionen [Fr.]	414 000
Payback [a]	1.5

4

Zusammenfassung der Resultate

Die vorgeschlagenen Massnahmen ergaben jährliche Betriebskosteneinsparun-

gen von Fr. 332 000.- bei Investitionen von Fr. 414 000.-. Die Payback-Zeiten der einzelnen Massnahmen lagen allesamt unter zwei Jahren, was deren hervorragende Wirtschaftlichkeit verdeutlicht.

Nebst den energetischen Massnahmen wurden auch betrieblich/technische Massnahmen aufgezeigt. Unter anderem konnte durch das neue Lüftungskonzept der Produktionshalle das Raumklima und somit die Arbeitsbedingungen für die Mitarbeiter verbessert werden. Die Realisation dieses für die Papierindustrie zukunftsweisenden Konzepts erfolgte in Zusammenarbeit mit einer deutschen Klimatechnikfirma.

### Nutzen der Pinch-Methode

Die Anwendung der systematischen Pinch-Methode zeigte, dass im vorliegenden Papierprozess ein wirtschaftlich realisierbares Einsparpotential von 13% zu erreichen ist. Dafür mussten das Luftsystem und das Dampf- und Kondensatsystem gemeinsam

als Einheit betrachtet werden. Dieses komplexe System erfordert den Einsatz einer systematischen Methode, um optimale Ergebnisse zu erzielen. Mit der Pinch-Methode konnten diese Anforderungen erfüllt werden.

Die Pinch-Methode ist ein wichtiges Instrument zur Beurteilung und Sanierung bestehender Anlagen. Noch wichtiger wird sie als Planungshilfsmittel bei Sanierungsprojekten wie im vorliegenden Fall sowie bei Neubauprojekten. Dabei können bereits in der Projektierungsphase entscheidende Verbesserungen mit geringem Kostenmehraufwand verglichen mit dem ursprünglichen Investitionsvolumen realisiert werden. Entsprechend kann die Payback-Zeit tief gehalten und Fehlinvestitionen vermieden werden. Damit wird die Pinch-Methode zu einem wertvollen Instrument für die Analyse und Planung in der Industrie.

Aufgrund des modellhaften Vorgehens mit Anwendung einer neuen Technologie (Pinch-Methode), verbunden mit einer interdisziplinären Zusammenarbeit zwischen Bauherr, Maschinenbauer und Energieberater, wurde dieses Projekt 1996 mit dem «prix eta», dem Preis für Energievernunft der Schweizerischen Elektrizitätswirtschaft ausgezeichnet.

Adresse der Verfasser:

Raymond Morand, Dipl. Ing. ETH/SIA;  
Daniel Diggelmann, Dipl. Ing. HTL/NDS Energie, Helbling Ingenieurunternehmung AG, 8048 Zürich

Rémy Jeanmonod, Monthey, Pierre Krummenacher, Lausanne

## Intégration d'une installation d'oxydation par voie humide

**La consommation d'eau de refroidissement d'une installation d'oxydation par voie humide (OVH) s'est révélée, à l'usage, particulièrement élevée (seul le réacteur OVH proprement dit fut équipé d'une récupération de chaleur à la construction de l'installation). A l'aide de la méthodologie du pincement, l'analyse énergétique du procédé a rapidement montré qu'une puissance supplémentaire de plus de 1,4 MW pouvait être effectivement récupérée**

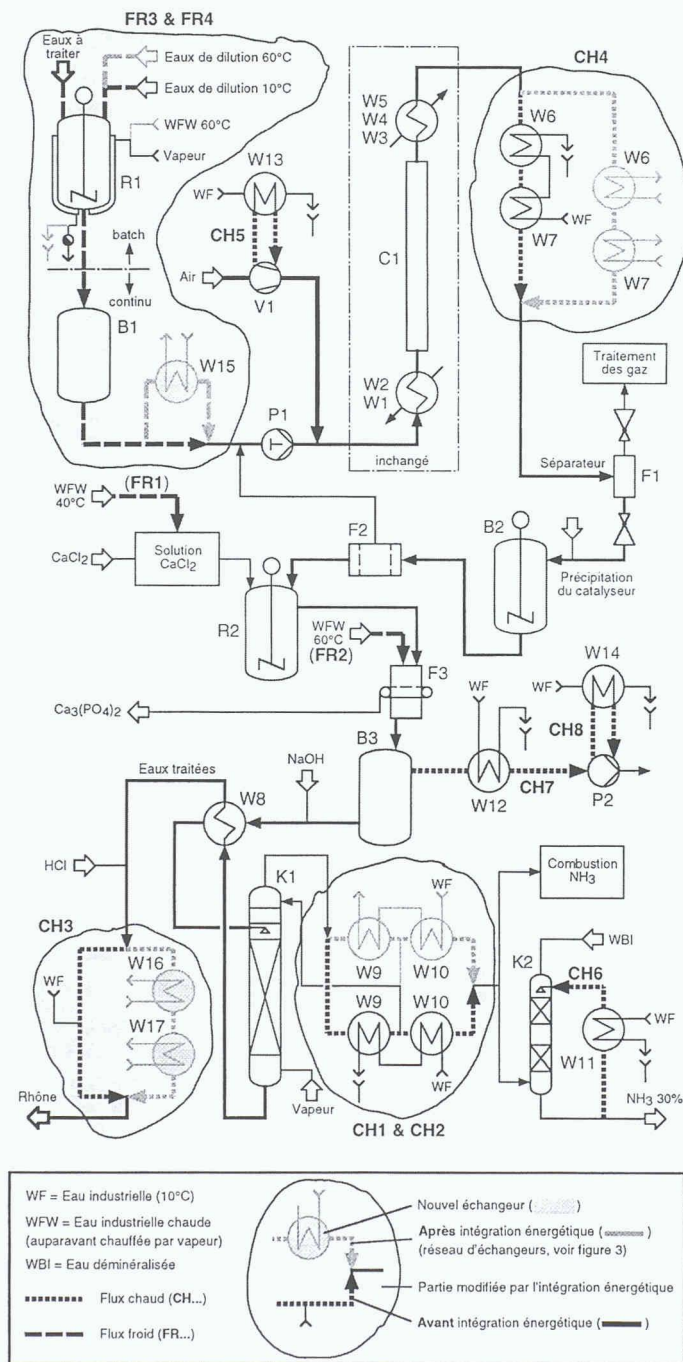
**par une meilleure intégration énergétique, et ceci malgré les nombreuses contraintes pratiques (fonctionnement partiellement par batch, réutilisation de divers échangeurs [titane], etc.).**

Réalisé en 1996, le projet résulte en une économie annuelle de 12 000 tonnes de vapeur et 250 000 m<sup>3</sup> d'eau de refroidissement, pour un investissement de 600 000 CHF. La durée de payback est de deux ans.

### Pourquoi l'oxydation par voie humide?

L'oxydation par voie humide (OVH) est un procédé chimique découvert en 1912, lequel a connu une première application, dans le domaine de l'épuration des eaux, en 1950. CIBA a construit trois installations fonctionnant sur ce principe, dont deux en Allemagne (Brunsbüttel en 1982, et Grenzach 1990) et une en Suisse (Monthey 1988).

Ce procédé permet de traiter les eaux résiduelles provenant d'installations chimiques et qui ne peuvent pas être traitées par une station d'épuration biologique conventionnelle. Le principe du procédé consiste à oxyder, donc à brûler, les résidus contenus dans l'eau sous l'action combinée de l'oxygène de l'air injecté sous



haute pression (150 bars) et à haute température (200–250 °C).

LOVH se prête particulièrement bien au traitement des eaux moyennement chargées ayant une demande chimique en oxygène (DCO) d'environ 100 gr. O<sub>2</sub>/l.

**Problématique et démarche**

La consommation d'eau de refroidissement de l'installation OVH de Monthey était particulièrement élevée (entre 200 et 300 m<sup>3</sup>/h). Besoins de chaleur et de refroidissement étant intimement liés, la motivation initiale à réduire la consommation d'eau a conduit à analyser l'ensemble des besoins de chaleur et de froid du procédé

en vue d'augmenter la récupération de chaleur. En 1993, un stagiaire a été chargé de cette analyse à l'aide de la méthodologie du pincement.

Les flux du procédé ont été répertoriés. Les échangeurs déjà existants, et qui semblaient manifestement trop coûteux à remplacer ou déplacer, ont été conservés comme tels. Des schémas d'intégration énergétique (réseau d'échangeurs), tenant compte du fonctionnement partiellement batch du procédé, ont été élaborés par le spécialiste pincement; ces schémas ont ensuite été discutés avec les responsables du procédé pour les adapter aux contraintes de la fabrication (encrassement, etc.). La réalisation du projet s'est achevée en mai 1996.

**Situation initiale de l'installation**

Le flowsheet simplifié initial de l'installation OVH de Monthey est représenté à la figure 1. Sur cette figure, les zones grisées mettent en évidence les parties du procédé ayant été modifiées dans le cadre de l'intégration énergétique (se référer à la nomenclature au-dessous du flowsheet pour plus de détails).

Pour atteindre sa pleine efficacité, le réacteur OVH nécessite un ajustement préalable précis de la «fenêtre» (c.-à-d. les caractéristiques pH, concentration en chlorure et en carbone, etc.) des eaux à traiter. L'ajustement de la «fenêtre» se fait en batch dans le chaudière de mélange R1. Les séquences d'un cycle sont: 0–20 min remplissage R1 par eaux à traiter; 20–40 min analyse, dosage, dilution et chauffage; 40–60 min vidange de R1 dans B1.

Mis à part cette étape de dosage, mélange et chauffage (de 10 à 70 °C) des eaux à traiter, la suite du procédé fonctionne en mode continu. Le réservoir B1 sert de réservoir tampon entre les deux modes de fonctionnement.

Avant mise en pression et injection d'air comprimé (150 bars, compresseur V1), les eaux à traiter sont additionnées d'un catalyseur afin d'augmenter le taux de dégradation des eaux résiduaires. Le mélange est ensuite chauffé jusqu'à une température de env. 200 °C par deux échangeurs (W1 et W2).

Le mélange gaz-liquide entre alors dans le réacteur OVH proprement dit (C1). La température obtenue en sortie du réacteur est de l'ordre de 300 °C (réaction exothermique).

Les eaux traitées sortant du réacteur OVH traversent trois échangeurs-récupérateurs (W3, W4 et W5). Ces échangeurs produisent de la vapeur qui est partiellement réutilisée par le procédé pour chauffer les eaux à traiter entrant dans le réacteur OVH, le surplus étant injecté dans le réseau général de vapeur de l'usine. Les eaux traitées sont ensuite refroidies jusqu'à env. 70 °C (W6 et W7), avant séparation des phases gaz/liquide du mélange (F1), suivie d'une détente à pression atmosphérique.

**Phase gazeuse:**

Les gaz sont lavés à la soude, puis les traces restantes de CO sont oxydées en CO<sub>2</sub> dans un four catalytique.

**Phase liquide:**

Le catalyseur est récupéré (B2 et F2) et recyclé en début de procédé. Les phosphates sont éliminés par précipitation (R2) et le phosphate formé est filtré (F3), puis séché pour être recyclé comme engrais.

Flux	Produit	Echangeur existant	T entrée	T sortie [°C]	Débit [m <sup>3</sup> /h]	Puissance [kW]	Commentaires
CH1	(vapeur) eau	W9	(102) <b>45</b>	(45) <b>22</b>	(2200) <b>40</b>	1070	condensation vapeur d'eau
CH2	(vapeur) eau	W10	(45) <b>22</b>	(21) <b>17</b>	(705) <b>40</b>	233	condensation vapeur d'eau
CH3	«eau»	(eau froide)	65	30	25	1018	refroidissement eaux sortie
CH4	«eau»	W6 et W7	120	70	10	582	refroidissement eaux sortie HP
CH5	eau	W13	26	17	100	1048	refroidissement compresseur d'air
CH6	NH <sub>3</sub> 30 %	W11	25	20	7	41	refroidissement NH <sub>3</sub>
CH7	(vapeur) eau	W12	(65) <b>35</b>	(35) <b>17</b>	(6500) <b>23</b>	482	condensation buées air filtration
CH8	eau	W14	35	20	14	244	refroidissement pompe à vide
FR1	eau	(-)	10	40	3.5	122	chauffage eau mise en solution CaCl <sub>2</sub>
FR2	eau	(-)	10	60	5.8	337	chauffage eau lavage filtre à bande
FR3	eau	(-)	10	70	5.53	387 B	chauffage eaux de dilution
FR4	«eau»	(-)	10	70	4.47	312 B	chauffage eaux à traiter
FR5	eau démin.	(-)	10	95	3.6	356	chauffage eau alimentation dégazeur

Note:

- pour les flux gazeux CH1, CH2 et CH3, les valeurs indiquées en gras correspondent aux caractéristiques du flux (eau) côté secondaire des échangeurs existants, et dont les températures ont été augmentées d'un pincement «raisonnable» de 5 °C
- pour les flux FR3 et FR4, la lettre B indique que la puissance correspond à la puissance moyennée sur un temps de cycle du batch
- le flux FR5 concerne l'alimentation d'une chaudière à vapeur 45 bar, et n'est pas explicitement représenté sur le flowsheet du procédé (figure 1)

2

Flux considérés dans le cadre de l'intégration énergétique (non compris le réacteur OVH, dont l'intégration n'est pas remise en question)

L'ammoniac est «strippé» à la vapeur (K1), puis il est:

- soit absorbé dans une colonne (K2) pour en faire des solutions à 25 ou 30% utilisées dans l'usine;
- soit incinéré dans un four équipé d'un système de récupération d'énergie.

Après neutralisation, les eaux résiduelles sont refroidies (W8, puis eau froide), acheminées à l'étang, puis rejetées au Rhône.

4

Représentation schématique de l'intégration énergétique réalisée (réseau d'échangeurs de chaleur entre flux chauds et flux froids)

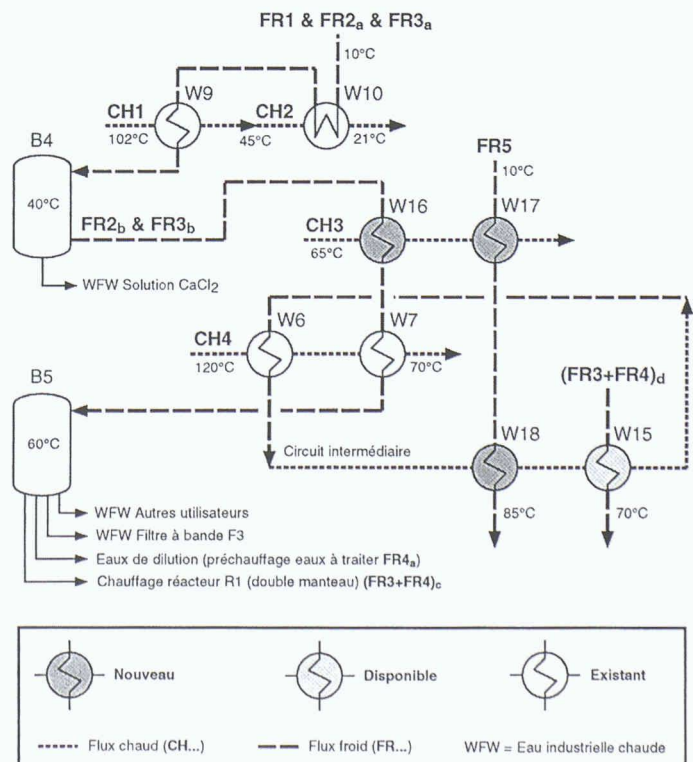
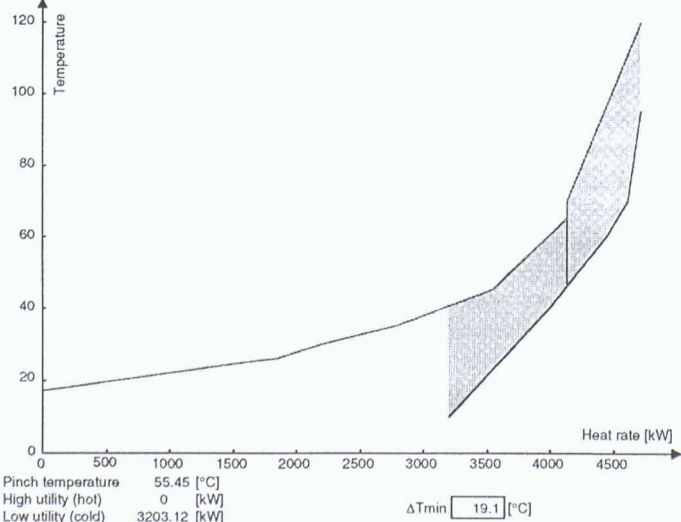
**Flux considérés dans le cadre de l'étude**

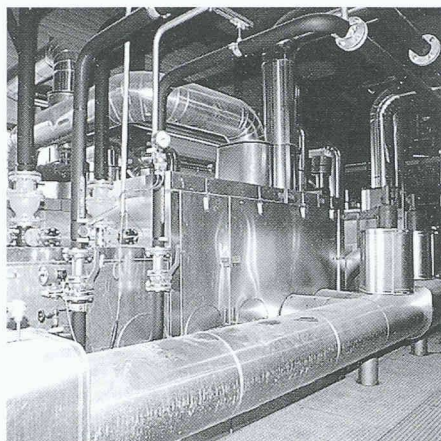
Dans le procédé existant, seul le réacteur OVH faisait l'objet d'une récupération de chaleur. Tous les autres besoins de refroidissement (flux chauds, CH1 à CH8 sur la figure 1) étaient satisfaits directement par de l'eau froide, tandis que les flux froids (besoins de chaleur, FR1 à FR5) étaient

chauffés à la vapeur. L'ensemble de ces flux est résumé au tableau (figure 2).

L'analyse du procédé (complet) devrait en principe considérer tous les flux chauds et froids dans le but d'en déterminer les perspectives maximales d'intégration énergétique. Ici, le procédé était déjà implémenté, et les échangeurs existants représentaient à eux seuls un investissement considérable (en particulier les échangeurs

3 Courbes composites associées aux flux du tableau (figure 2)





5

Installation de récupération d'énergie

haute température/haute pression en titane autour du réacteur OVH C1). Il était dès lors économiquement exclu d'envisager des modifications des échangeurs W1, W2, W3, W4 et W5 réalisant déjà une bonne récupération de chaleur, raison pour laquelle ces flux ne sont pas répertoriés dans le tableau (figure 2). De plus, il apparaissait intéressant, dans la mesure du possible, de réutiliser les coûteux échangeurs existants (en particulier W6, W7, W9 et W10).

### Courbes composites et démarche d'intégration

Les composites du procédé décrit par le tableau 1 (figure 2) sont représentées à la figure 3. Dans ce cas particulier, il apparaît que malgré la prise en compte des flux CH1, CH2 et CH7 à leur niveau de température le plus faible (niveau de température au secondaire des échangeurs existants, augmenté d'un pincement raisonnable de 5 °C), il reste possible de satisfaire intégralement les besoins de chaleur des flux froids par récupération sur les flux chauds, ce qui représente 1450 kW de vapeur et d'eau de refroidissement économisés.

Contrairement aux règles valables pour le cas d'un procédé continu nouveau («grassroot design»), la conception du réseau de récupération de chaleur doit ici tenir compte des contraintes suivantes:

- le fonctionnement par batch de l'ajustement, par dilution, de la «fenêtre» des eaux à traiter (des réservoirs de stockage étaient disponibles dans l'usine).
- les échangeurs existants devaient être le plus possible réutilisés à leur emplacement d'origine (ce qui conduit à ne pas toujours privilégier les échanges de chaleur verticaux conformément aux composites).
- les flux froids FR1, FR2 et FR3 sont

des besoins d'eau chaude de qualité identique (mais de température différente). Ces eaux chaudes peuvent donc être préparées en partie ensemble.

La méthode «classique» de conception de réseaux d'échangeurs de chaleur (voir «Einführung in die Prozessintegration») ne s'applique pas sans autre dans ce cas particulier, à cause de la multitude de contraintes pratiques. Il a fallu utiliser une démarche par tâtonnement, éclairée par le bon sens - ce qui ne signifie pas que le tracé préalable des courbes composites ait été inutile. Au contraire, celles-ci démontrent qu'il existe au moins une configuration capable de satisfaire tous les flux froids: cette certitude indique à l'ingénieur (à défaut de le guider dans ce cas), jusqu'où il lui est possible d'aller.

### Intégration énergétique réalisée

Les modifications liées à l'intégration énergétique, réalisées en 1996, sont mises en évidence par les zones grisées sur la figure 1. Le réseau d'échangeurs correspondant est représenté à la figure 4. De la chaleur est désormais récupérée sur les flux CH1 à CH4, à l'aide:

- des échangeurs existants W6, W7, W9 et W10;
- de l'échangeur en titane W15 existant sur place mais inutilisé;
- des nouveaux échangeurs à plaques W16, W17 et W18;
- des réservoirs de stockage B4 et B5, disponibles dans l'entreprise et qui ont été adaptés.

La présence de l'échangeur W15 de préchauffage (après ajustement des eaux à traiter et stockage dans le réservoir B1) est nécessaire à cause de la nature des impuretés pouvant être présentes dans les eaux à traiter. En effet, contrairement aux indications du tableau 1 (hypothèses admises pour l'extraction du cahier des charges), il est risqué de chauffer les eaux à traiter jusqu'à 70 °C avant de les avoir diluées, car les produits présents dans ces eaux peuvent polymériser et provoquer ainsi rapidement un colmatage. Pour éviter ce problème, les eaux à traiter subissent un premier préchauffage jusqu'à environ 45 °C par mélange avec les eaux de dilution à 60 °C (et circulation d'eau chaude dans le double-manteau du réacteur R1), puis subissent un second préchauffage en continu à travers W15.

La chaleur récupérée est aussi utilisée pour le maintien en température de plusieurs conduites et réservoirs. Ces besoins de chaleur sont apparus après le recensement des besoins en 1993 et ne sont pas inclus dans les composites de la figure 3.

Capacité de traitement installation OVH	70 000 tonnes/an à 100 gr/l DCO
---	------------------------------------

#### Economies d'énergie:

Vapeur	9300 MWh/an
Eau de refroidissement	250 000 m <sup>3</sup> /an

#### Aspects économiques:

Total économies d'énergie	300 000.- CHF/an
Coût total du projet	600 000.- CHF
Durée de payback	2 ans

6

Economies d'énergie, coûts et rentabilité du projet

Le procédé étant largement exothermique, la chaleur des flux chauds CH5 à CH8 n'a pas besoin d'être récupérée.

### Résultats atteints et conclusions

Les équipements d'intégration énergétique, mis en service en mai 1996 (figure 5), fonctionnent conformément aux prévisions. La plupart des modifications a pu être réalisée durant le fonctionnement de l'installation, tandis que les raccordements sur l'installation existante ont été effectués pendant la période de révision annuelle.

Le tableau (figure 6) résume les économies d'énergie, les coûts et la rentabilité de l'installation. Ce projet présente une bonne rentabilité, malgré les nombreuses contraintes pratiques, typiques des projets de retrofit.

Certes, l'utilisation de la méthodologie du pincement a été limitée à la phase d'analyse; mais l'existence de 13 flux justifie largement le recours à cette démarche systématique et à l'usage des courbes composites pour cibler rapidement les possibilités de récupération, avant même toute tentative de conception d'un réseau d'échangeurs.

La méthodologie du pincement peut être comparée à une carte de géographie: elle nous permet de savoir où nous nous trouvons et comment atteindre notre objectif. Elle donne ainsi confiance tant à l'ingénieur qu'au management de l'entreprise.

#### Adresses des auteurs:

Rémy Jeanmonod, ing. ETS, chef du groupe Ingénierie et Procédés, CIMO (Compagnie Industrielle de Monthey SA, est une entreprise propriété commune de Novartis et Ciba Spécialités Chimiques), Compagnie Industrielle de Monthey SA, 1870 Monthey;

Pierre Krummenacher, ing. EPFL/SIA, Laboratoire d'énergétique industrielle, EPFL-DGM-LENI, 1015 Lausanne